



**HAL**  
open science

## Traitement de l'azote : cas des eaux résiduaires urbaines et des lisiers

N. Chantepy, A. Heduit, P. Duchene, L.A. Leclerc, G. Sachon

► **To cite this version:**

N. Chantepy, A. Heduit, P. Duchene, L.A. Leclerc, G. Sachon. Traitement de l'azote : cas des eaux résiduaires urbaines et des lisiers. Cemagref Editions, pp.110, 1996, Coll. Actes de colloque, 2-85362-452-8. hal-02575628

**HAL Id: hal-02575628**

**<https://hal.inrae.fr/hal-02575628>**

Submitted on 19 Apr 2023

**HAL** is a multi-disciplinary open access archive for the deposit and dissemination of scientific research documents, whether they are published or not. The documents may come from teaching and research institutions in France or abroad, or from public or private research centers.

L'archive ouverte pluridisciplinaire **HAL**, est destinée au dépôt et à la diffusion de documents scientifiques de niveau recherche, publiés ou non, émanant des établissements d'enseignement et de recherche français ou étrangers, des laboratoires publics ou privés.

PUB 00002235

ACTES DE  
COLLOQUE

Exp. le 30.12.96

Lyon, 25 octobre 1996

Cemagref

CEMAGREF  
Documentation  
Clément Fd - RICH

# Traitement de l'azote

## Cas des eaux résiduaires urbaines et des lisiers

CENA 31

Cemagref  
EDITIONS

# **Traitement de l'azote**

## **Cas des eaux résiduaires urbaines et des lisiers**

Actes du colloque  
**Lyon - 25 octobre 1996**

---

Actes du colloque **Traitement de l'azote. Cas des eaux résiduaires urbaines et des lisiers.**  
25 octobre 1996. Coordination de l'édition : J. Baudel.

Impression et façonnage : Ateliers Cemagref-Dicova. Vente par correspondance : Publi-Trans,  
BP 22, 91167 Longjumeau Cedex 9, Tél. 01 69 10 85 85. Diffusion aux libraires : TEC et DOC,  
14 rue de Provigny, 94236 Cachan Cedex © Cemagref, ISBN 2.85362-452-8, dépôt légal : 3<sup>e</sup>  
trimestre 1996 - Prix : 145 F

Colloque

# **Traitement de l'azote**

## **Cas des eaux résiduaires urbaines et des lisiers**

Lyon, Pollutec 96  
25 octobre 1996

Président de séance  
**Nicolas Chantepy** - *Agence de l'eau RMC*

Coordinateur scientifique  
**Alain Héduit** - *Cemagref*

Comité scientifique :  
**Philippe Duchène**  
**Alain Héduit**  
**Luc-André Leclerc**  
**Gérard Sachon**  
*Cemagref*



# Avant-propos

La préservation ou la restauration du milieu aquatique et le renforcement des réglementations européenne et française conduisent très généralement à réduire les quantités d'azote des eaux épurées déversées en cours d'eau ou restituées au sol.

Le souci commun des différents acteurs est de connaître la filière la mieux adaptée à chaque cas et d'atteindre le niveau d'élimination requis de manière fiable, ce qui impose que la conception, la réalisation, l'exploitation, la surveillance et le contrôle des systèmes de traitement, s'appuient sur les meilleures connaissances et références objectives disponibles.

L'objet de cette journée est de faire un point des possibilités et des contraintes relatives aux principales filières d'élimination de l'azote des eaux résiduaires urbaines et des lisiers.

Le *Cemagref* a choisi, pour cela, d'exposer les résultats des recherches qu'il mène selon trois directions :

- conception et dimensionnement des installations,
- performances réelles sur longue durée et qualité des eaux épurées,
- conduite des installations et critères d'analyse du fonctionnement.





# Sommaire

Optimisation du traitement de l'azote en boues activées <i>A. Héduit, Ph. Duchène, Cemagref ; Y. Plottu, A.-E. Stricker, ENGEES</i> .....	9
Éléments de dimensionnement pour la nitrification en lit bactérien <i>Y. Racault, F. Séguret, Cemagref</i> .....	21
Efficacité des biofiltres vis-à-vis de l'azote <i>J.-P. Canler, C. Durand, J.-M. Perret, Cemagref</i> .....	39
Influence de la saison sur l'abattement de l'azote en lagunage naturel <i>S. Schetrite, Y. Racault, Cemagref</i> .....	53
Efficacité des procédés rustiques vis-à-vis des composés azotés <i>A. Liénard, P. Convert, C. Boutin, Cemagref</i> .....	63
Différents modes de traitement de l'azote dans les effluents concentrés <i>J. Coillard, Cemagref</i> .....	79



# Optimisation du traitement de l'azote en boues activées : Cas des installations en bassin unique dimensionnées en aération prolongée

*Optimisation of nitrogen removal in activated sludge :  
Case of single tank / extended aeration plants*

**Alain Héduit, Philippe Duchène**

*Cemagref, division Qualité des eaux*  
14 avenue de Saint Mandé 75012 Paris  
Tel. 01 53 17 10 65 - Fax 01 43 43 81 09

Révisé le 12/09/96

**Yannick Plottu, Anne-Emmanuelle Stricker**

*ENGEES*  
1 Quai Koch B.P. 1039 F67070 Strasbourg Cedex  
Tel. 03 88 25 34 50 - Fax 03 88 37 04 97

**Résumé** - Les surcharges azotées véhiculées par les réseaux unitaires durant les épisodes pluvieux sont, dans une certaine mesure, traitables dans les stations d'épuration à boues activées en aération prolongée. En effet, ces installations s'avèrent capables de nitrifier (aux environs de 15°C et pour un pourcentage de présence d'oxygène de l'ordre de 70 % du temps) des charges de deux fois la charge moyenne qu'elles reçoivent par temps sec, tant que l'âge moyen des boues reste suffisant. Partant de la charge nominale de temps sec, le traitement prolongé de telles surcharges imposerait un renforcement de la puissance d'aération à mettre en œuvre par rapport à la pratique actuelle : un accroissement de l'ordre de 30 % peut être avancé en première approximation. Par rapport à un réglage d'aération optimum pour lequel la charge nitrifiée serait égale à la charge dénitrifiée, la durée d'aération devra être allongée lorsque la capacité d'aération disponible sera limitante. Une agitation mécanique lente du bassin d'aération durant les phases anoxiques est indispensable à la maximisation de la dénitrification. Un taux de boues initialement trop élevé limite la charge hydraulique admissible sur le décanteur, accroît la demande en oxygène et restreint la capacité de stockage des matières en suspension apportées par l'eau de pluie sans augmenter le potentiel de nitrification de l'installation. L'instrumentation nécessaire à l'asservissement le meilleur inclut, outre le détecteur du niveau de voile de boues, une sonde à oxygène, un capteur redox et un contrôle optique de la concentration de MES en sortie.

**Abstract** - Nitrogen overloads from combined storm water flows can be treated, to a certain extent, by single sludge extended aeration plants. These plants prove to be able to nitrify (at 15 °C, and for 70 % of aerobic time) in the amount of twice their mean dry wheather load as long as the mean cell residence time is high enough. Starting from the design loading, nitrification of such overloading for several hours should require an increase of the aeration capacity in comparison with the present practice. A first estimation of an increase in 30 % is suggested. Compared to the optimum operating time of the aeration device allowing a complete denitrification of the nitrified load (minimum total nitrogen concentration in the effluent), a light overaeration is required in order to limit the oxygen demand accumulation during the anoxic periods when the aeration power is limited. Slow mixing in the aeration tank is required to maximise the denitrification. High MLSS concentrations before rainfall episods (i) limits the acceptable hydraulic loading through the clarifier, (ii) increases the oxygen demand, and (iii) lowers the storage capacity of the solids brought by stormwaters. Necessary instrumentation needed for the control of the plant includes a sludge blanket detector, an oxygen probe, an ORP sensor and an optical monitoring of the suspended solids in the effluent.

## Introduction

L'optimisation du fonctionnement du couple "réseau-station" et l'exigence de fiabilité accrue des installations d'épuration définies par la nouvelle réglementation (arrêté de 22 décembre 1994 fixant les prescriptions relatives aux ouvrages de collecte et de traitement des eaux usées) imposent la prise en compte du traitement des surcharges liées à des épisodes pluvieux non exceptionnels lors du dimensionnement et de la conduite des stations d'épuration à boues activées.

Cet exposé constitue une réflexion axée principalement sur l'optimisation des processus de nitrification et de dénitrification au cours de surcharges dans le cas d'installations à bassin unique dimensionnées en aération prolongée.

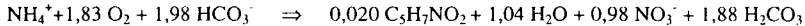
## Rappels généraux sur l'élimination biologique de l'azote

### Nitrification

- *Principe*

En milieu aérobie, l'azote ammoniacal est transformé en nitrates par des bactéries autotrophes au cours d'une réaction en deux étapes : oxydation en nitrites par les bactéries nitreuses puis en nitrates par les bactéries nitrifiantes.

L'équation globale de la réaction de nitrification peut s'écrire (Henze *et al*, 1995) :



Le maintien d'une flore nitrifiante passe par le respect d'un âge de boues ou d'une charge massique adaptés à la température : à 10°C, la charge massique maximum préconisée est celle de l'aération prolongée soit : 0,1 kg DBO/kg MVS.j (FNDAE, 1990).

- *Cinétique*

La vitesse de cette réaction ( $v_A$ ) du 1<sup>er</sup> ordre par rapport à la concentration de biomasse nitrifiante ( $X_{AUT}$ ) fait intervenir une quadruple fonction de Monod en  $K_{\text{NH}_4}$ ,  $K_{\text{O}_2}$ ,  $K_P$  et  $K_{\text{ALC}}$  (modèle IAWQ N°2)

$$v_A = \frac{\mu_{AUT} \max}{24 \cdot Y_{AUT}} \left( \frac{S_{\text{NH}_4}}{S_{\text{NH}_4} + K_{\text{NH}_4}} \right) \left( \frac{S_{\text{O}_2}}{S_{\text{O}_2} + K_{\text{O}_2}} \right) \left( \frac{S_{\text{PO}_4}}{S_{\text{PO}_4} + K_P} \right) \left( \frac{S_{\text{ALC}}}{S_{\text{ALC}} + K_{\text{ALC}}} \right) [X_{AUT}]$$

$\mu_{AUT} \max$  = taux de croissance maximal des bactéries nitrifiantes à la température T

$S_{\text{NH}_4}$  = concentration d'azote ammoniacal en solution (mg N/L)

$K_{\text{NH}_4}$  = coefficient de saturation pour l'azote ammoniacal (1 mg N/L)\*

$S_{\text{O}_2}$  = concentration d'oxygène dissous dans le milieu (mg O<sub>2</sub>/L)

$K_{O_2}$  = coefficient de saturation pour l'oxygène (0.5 mg O<sub>2</sub>/L)\*

$S_{PO_4}$  = concentration de phosphates dans le milieu (mg P/L)

$K_P$  = coefficient de saturation pour le phosphore (0.01 mg P/L)\*

$S_{ALC}$  = alcalinité du milieu (mmole HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>/L)

$K_{ALC}$  = coefficient de saturation pour l'alcalinité (0.5 mmoles HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>/L)\*

$X_{AUT}$  = concentration des bactéries nitrifiantes dans la boue (mg DCO/L)

\*1g MVS = 1,42 g DCO

$Y_{AUT}$  = taux de conversion du substrat (g DCO/g N-NH<sub>4</sub>)

\* IAWQ, 1995

La concentration de bactéries nitrifiantes ( $X_{AUT}$ ) dans la boue activée n'est pas dépendante de la masse de boues présente dans le réacteur mais, pour simplifier, du flux d'azote nitrifié durant l'âge de boues précédent (à condition que l'âge de boues minimum soit respecté pour que les cultures autotrophes ne soient pas "lessivées" avec les soutirages) : Wouters-Wasiak (1994) et Stricker (1996) ont ainsi vérifié que, pour une station donnée, la vitesse maximale de nitrification (mgN/l.h) était, en régime stabilisé, indépendante de la concentration de boues.

La vitesse de nitrification est influencée :

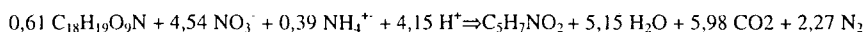
- de manière forte par la température : l'activité nitrifiante augmente lorsque la température s'élève [ $\mu_{AT} = \mu_{A20} \cdot 1,11^{T-20}$  avec  $\mu_{A20} = 1 \text{ j}^{-1} *$ ].
- par la concentration d'oxygène dissous (d'autant plus que la charge massique est élevée) et la concentration résiduelle d'azote ammoniacal (l'alcalinité et la concentration résiduelle de phosphates n'étant généralement pas limitantes).

## Dénitrification

- *Principe*

D'une manière simplifiée, on considérera que, en anoxie, les bactéries hétérotrophes de la boue utilisent comme source de carbone le substrat rapidement biodégradable ( $S_F$ ) apporté par l'eau usée ou formé après hydrolyse des substrats plus complexes ou par la lyse des bactéries.

L'équation globale de réaction peut s'écrire :



- Cinétique

La vitesse de cette réaction ( $v_H$ ) du 1<sup>er</sup> ordre par rapport à la concentration de biomasse hétérotrophe ( $X_H$ ) fait intervenir selon le modèle IAWQ N°1 des fonctions de MONOD en  $K_F$ ,  $K_{O_2}$ , et  $K_{NO_3}$ .

$$v_H = \frac{\mu_{H \max} \eta_H}{24 \cdot Y_H} \left( \frac{S_F}{S_F + K_F} \right) \left( \frac{K_{O_2}}{S_{O_2} + K_{O_2}} \right) \left( \frac{S_{NO_3}}{S_{NO_3} + K_{NO_3}} \right) [X_H]$$

avec

$\mu_{H \max}$  = taux de croissance maxi. des bactéries hétérotrophes à la température T ;  $\mu_{H \max 20} = 6 j^{-1}$ \*

$\eta_H$  = facteur de réduction lié aux conditions anoxiques (0,8)\*

$S_F$  = concentration en substrat rapidement assimilable dans la solution (mg DCO/L)

$K_F$  = coefficient de saturation pour le substrat rapidement assimilable (20 mg DCO/L)\*

$S_{NO_3}$  = concentration de nitrates dans le milieu (mg N/L)

$K_{NO_3}$  = coefficient de saturation pour les nitrates (0.5 mg N/L)\*

$X_H$  = concentration des bactéries hétérotrophes dans la boue (mg DCO/L)

$Y_H$  = taux de conversion du substrat en bactéries

La concentration de bactéries hétérotrophes actives dans la boue activée ( $X_H$ ) semble essentiellement fonction de la charge organique reçue par l'installation durant l'âge de boues précédent (simulations modèle IAWQ n°1).

Si la vitesse de dénitrification maximale (en présence d'un excès de substrat) est très sensible à la température (Plottu, 1994), de nombreux auteurs considèrent que, sur site réel, la température est un facteur influençant peu la dénitrification en bassin unique du fait de l'hétérogénéité de la biomasse dénitrifiante et de son adaptation progressive aux variations de température lentes ou de faible amplitude.

A une température T, la vitesse de dénitrification sur une installation donnée est principalement régie par la concentration en substrat carboné rapidement assimilable (donc la quantité de carbone apportée par l'eau brute) et par la concentration résiduelle de nitrates.

A titre d'exemple, la figure 1 montre l'évolution des nitrates dans un réacteur contenant une boue activée en anoxie après addition d'eau brute. On observe une réponse en deux phases : d'abord une vitesse de réaction rapide liée à l'utilisation des substrats rapidement assimilables contenus dans l'eau brute, puis une vitesse plus lente lorsque le substrat consommé par les bactéries provient de l'hydrolyse des substrats complexes de l'eau brute et de la lyse de bactéries.

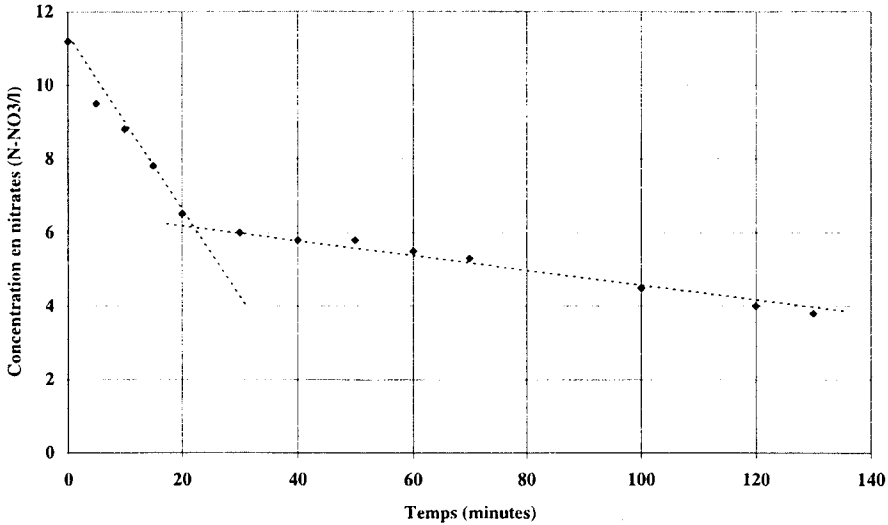


Figure 1 : Evolution de la concentration des nitrates en réacteur fermé dans une boue activée après addition d'eau brute (Da Silva, 1991)

## Nitrification et dénitrification selon la durée de présence d'oxygène

### Hors surcharge

Hors surcharge et en aération prolongée, une plage de durée journalière de présence d'oxygène permet de maximiser l'élimination de l'azote global, du moins lorsque la réaction de dénitrification est optimisée par agitation des boues durant les phases d'anoxie (FNDAE, 1990). Dans cette plage, de faibles concentrations résiduelles en ammonium et en nitrates sont obtenues.

La figure 2 illustre l'évolution des charges d'azote ammoniacal et nitrique traitées en vingt-quatre heures, en fonction de la durée journalière de présence d'oxygène dans l'exemple suivant :

Installation en aération prolongée ( $C_m = 0,1$  kg DBO/kg MVS.j) traitant 1000 kg DBO par jour

Rapport DBO/N eau brute = 5

Quantité d'azote à nitrifier après prise en compte de l'assimilation : 150 kg/j.

Les hypothèses suivantes ont été posées :

- pour la nitrification : 35 % du temps de présence d'oxygène sont nécessaires à l'oxydation poussée de la charge de temps sec ( $N-NH_4$  [Eau Traitée] < 5 mg N / L). Ce pourcentage est applicable en aération prolongée, à 15°C, et dans des conditions non limitantes de concentration d'oxygène dissous Plottu (1994).
- pour la dénitrification :  $v_{\text{dénitr}} = 1,5 \text{ kg N NO}_3 / \text{kg MVS.j}$  [FNDAE, 1990]

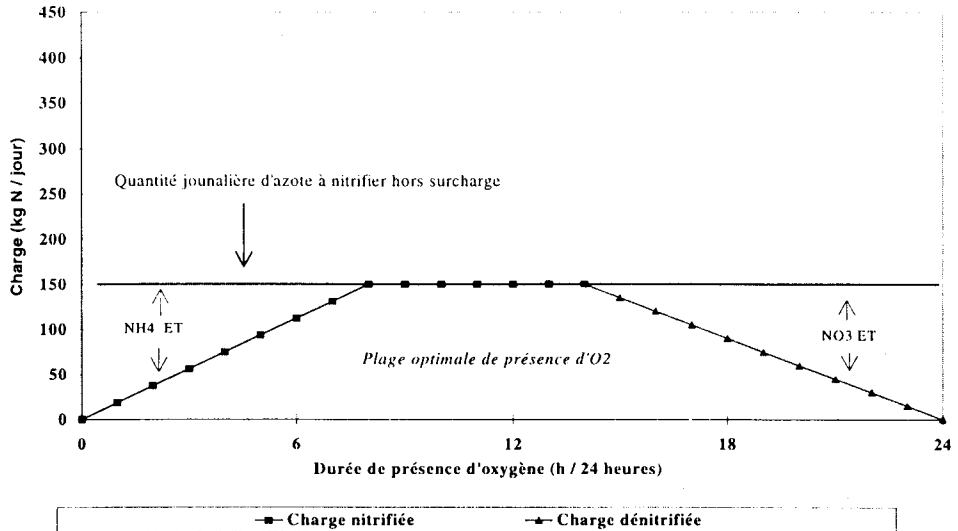


Figure 2 : Charges nitrifiées et dénitrifiées en temps sec en fonction de la durée journalière de présence d'oxygène  $V_{\text{nit}} = 18,75 \text{ kg/h}$  ;  $V_{\text{dénit}} = 15 \text{ kg/h}$ . (Plottu, 1994)

Sous ces hypothèses simplificatrices et en négligeant les phénomènes de transport, 8 heures de présence d'oxygène par jour au minimum (35 % du temps) seraient nécessaires à la nitrification de la charge azotée de temps sec et une élimination poussée de l'azote pourrait être obtenue dans une plage de durée journalière de présence d'oxygène comprise entre 8 et 14 heures. En pratique, l'obtention de concentrations résiduelles très faibles d'azote ammoniacal, la fiabilité du traitement de l'azote et la prévention des dysfonctionnements biologiques (mousses, filaments) imposent toujours de dépasser largement la durée minimum de présence d'oxygène.

### Nitrification et dénitrification durant des surcharges prolongées

L'objectif fixé est de maximiser la nitrification - donc le traitement de la pollution carbonée - tout en limitant le flux de nitrates quittant le bassin d'aération afin de s'affranchir du risque de dénitrification parasite dans le clarificateur.

Si la concentration résiduelle initiale de nitrates est faible, la durée optimale de présence d'oxygène permettant de dénitrifier la totalité de l'azote nitrifié peut s'écrire (Plottu, 1994) :



$$\% \text{ optimal théorique présence } O_2 = \frac{100}{1 + \frac{V_{nitr}}{V_{dénitr}}}$$

En reprenant l'exemple précédent, et en conservant les mêmes vitesses de nitrification et de dénitrification, le pourcentage optimal de présence d'oxygène serait voisin de 45 %, soit 11 heures par jour. La charge nitrifiable et dénitrifiable serait alors proche de 200 kg N/j (figure 3).

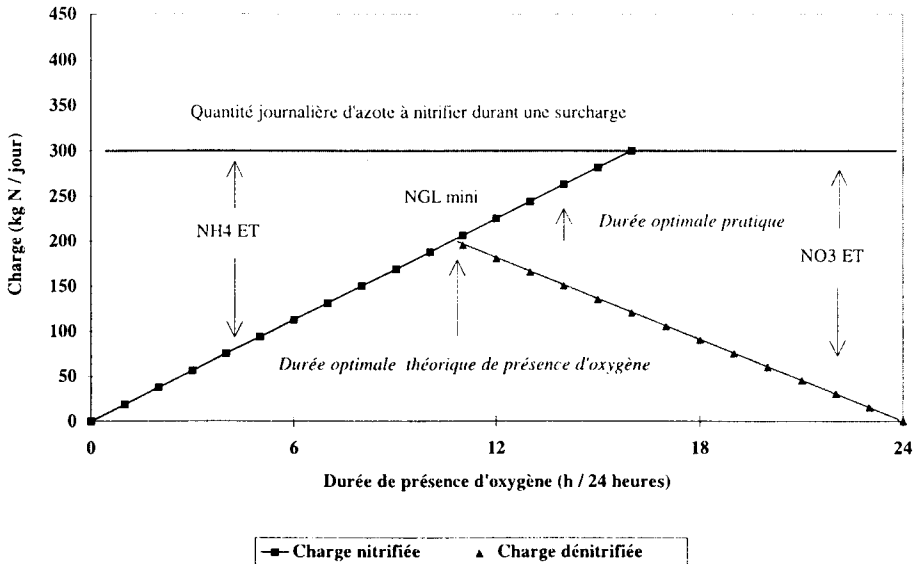


Figure 3 : Charges nitrifiées et dénitrifiées en fonction de la durée journalière de présence d'oxygène dans des conditions de surcharge .

$V_{nitr} = 18,75 \text{ kg/h}$  ;  $V_{dénit} = 15 \text{ kg/h}$ . (Plottu, 1994)

Un dépassement de cette durée théorique optimale de présence d'oxygène entraîne l'apparition de nitrates dans l'eau traitée : une charge de l'ordre de deux fois la charge reçue par temps sec (300 kg N/j) pourrait être nitrifiée pour une durée de présence d'oxygène de 70 % du temps (figure 3).

Iwema (1994) confirme cette réserve de capacité de nitrification des boues activées en aération prolongée : partant d'une charge massique de 0,09 kg DBO/kg MVS.j, il a appliqué, à 12 °C, durant trois jours une charge de 0,155 kg DBO/kg MVS.j à une installation à zone d'anoxie en tête sans que la concentration d'azote ammoniacal s'élève en sortie. Il a aussi montré que, à 22°C, la charge spécifique nitrifiée peut être multipliée par 3,5 par rapport à celle de temps sec. Enfin, Burvingt (1992) a noté qu'un doublement de la charge en azote reçue à 18°C sur une station fonctionnant à une charge massique comprise entre 0,02 et 0,04 kg DBO/Kg MVS.j n'avait aucun impact sur la qualité de l'eau épurée vis-à-vis de l'azote global.

Les stations d'épuration à boues activées en aération prolongée possèdent donc une réserve de capacité de nitrification qui augmente avec la température et qui peut être mise à profit pour traiter des surcharges de longue durée tant que la concentration résiduelle de nitrates n'entraîne pas de dénitrification parasite gênante au niveau du clarificateur.

En première approximation, on considèrera, qu'à 15°C, en aération prolongée, un doublement de la charge nitrifiable par rapport à celle reçue par temps sec peut être obtenu si la fourniture d'oxygène peut être assurée dans une proportion de l'ordre de 70 % du temps (ou 16/17 heures d'aération par jour) tant que l'âge moyen des boues reste suffisant.

Les 30 % du temps restants seront-ils suffisants pour assurer un rendement de dénitrification acceptable ?

Il est actuellement difficile de répondre à cette question : en effet, les vitesses de dénitrification à attendre lors de surcharges liées à des événements pluvieux réels sont peu prévisibles et variables d'un site à l'autre, d'un événement pluvieux à un autre et au cours d'un même épisode pluvieux (du moins en l'absence de bassins d'orage optimisés). L'examen des pollutogrammes de temps de pluie révèle généralement, pour des réseaux relativement courts, des concentrations élevées en matières organiques au début de l'épisode du fait de la remise en suspension des dépôts, suivie par une dilution progressive des eaux. Bien qu'il n'y ait pas d'effet net de la pluie sur le rapport  $DBO_5/NK$  global de l'influent, la concentration de carbone organique facilement assimilable décroît rapidement au cours du temps.

Le réglage optimal pratique, permettant de maximiser la nitrification en limitant les départs de MES par dénitrification, pourrait être approché :

- par la mise en place d'asservissement oxygène et redox bien conçus et couplés à des temporisations ;
- par un suivi de la concentration de nitrates, voire plutôt par un suivi de ses conséquences au niveau des matières en suspension de sortie (capteur optique avec alarme) : en effet, les analyseurs en ligne sont aujourd'hui d'un coût d'exploitation prohibitif et les valeurs seuil des concentrations de nitrates responsables de pertes notables de Matières en Suspension sont difficiles à estimer : elles dépendent de nombreux facteurs (température, ensoleillement, variations de pression, temps de séjour des boues dans le décanteur, structure plus ou moins filamenteuse des boues) [Duchène et Canler, 1995]

## **Demande en oxygène**

Le fonctionnement séquencé de l'aération entraîne une accumulation de la demande en oxygène durant les phases d'anoxie. Pour un cycle donné (aération + anoxie), la demande en oxygène à satisfaire durant la période d'aération est donc d'autant plus élevée que la période antérieure d'anoxie a été longue (ou que le pourcentage de la durée d'aération par cycle est courte).

La figure 4 représente une simulation de l'évolution de la demande en oxygène à satisfaire durant chaque période d'aération (Stricker, 1996) dans le cas de figure suivant.

- Les hypothèses de temps sec sont celles définies précédemment (1 000 kg DBO/j et 150 kg N/j à nitrifier). Les charges sont appliquées selon un pollutogramme classique (pointes du matin et du soir, etc.).
- Pour les jours 1 et 3, une surcharge vient se superposer à ce pollutogramme, telle que la charge de pointe horaire de temps sec (deux fois la charge moyenne) soit pratiquement maintenue durant douze heures consécutives, entre 9h30 et 21h30.
- Le pourcentage de présence d'oxygène appliqué à chacun des neuf cycles prédéterminés est respectivement de 40, 50, et 60 % du temps en moyenne pour les jours 1, 2 et 3.

Pour chaque cycle, la demande en oxygène est calculée en additionnant la DBO apportée (à laquelle on soustrait la DBO consommée par dénitrification durant la période d'anoxie), la quantité d'azote nitrifié durant la période d'aération et un terme respiration endogène. La demande en oxygène à satisfaire durant l'aération est égale à cette somme divisée par la durée d'aération du cycle (Stricker, 1996).

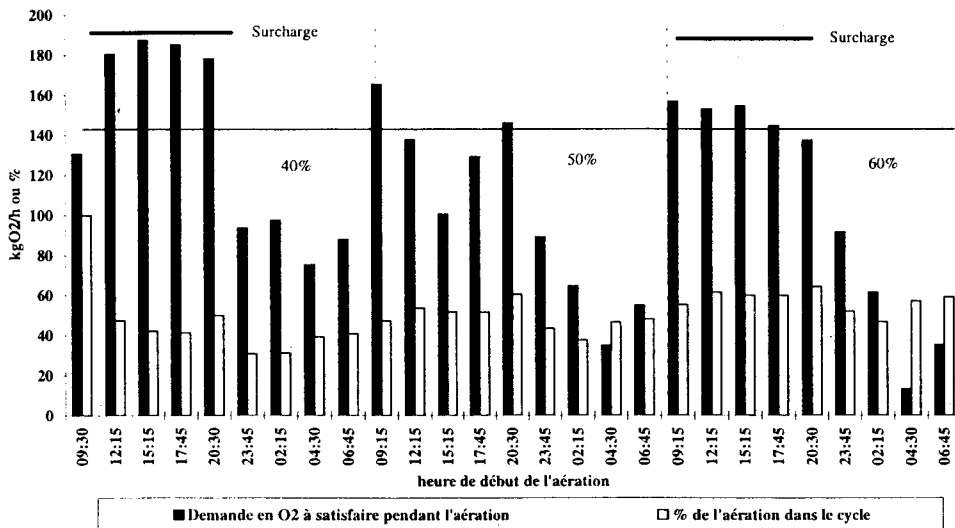


Figure 4 : Evolution de la demande en oxygène par période d'aération. Simulation sur modèle Plottu (1994) modifié Stricker (1996)

Une capacité d'oxygénation de 140 à 150 kg d'O<sub>2</sub>/heure en boues aurait classiquement été préconisée pour traiter la charge des eaux usées en pointe de temps sec.

La simulation effectuée est globalement en accord avec ce dimensionnement, car le second jour (pollutogramme de temps sec), la capacité d'oxygénation de l'aérateur ne serait largement dépassée que sur un cycle (pointe du matin).

Durant la pointe du premier jour (aération 40 % du temps), la demande en oxygène durant la surcharge s'avère très nettement supérieure à la capacité d'oxygénation nominale de l'aérateur.

L'accroissement de la durée globale d'aération du troisième jour (60 % du temps) permet de réduire la demande en oxygène par cycle, néanmoins la puissance d'aération reste très limitée durant toute la durée de la surcharge, ce qui aurait pour effet principal de ralentir la vitesse de nitrification.

Il convient à nouveau d'être très prudent vis-à-vis des résultats d'une telle simulation ; néanmoins, il apparaît clairement que le traitement de surcharges de longue durée de l'ordre de deux fois la charge moyenne nominale de temps sec nécessiterait, d'une part un renforcement de la puissance d'aération par rapport à la pratique actuelle (un accroissement de l'ordre de 30 % peut être avancé en première approximation) et, d'autre part, une gestion de l'aération telle que la durée des phases d'anoxie soit minimisée autant que possible (réglage optimal pratique défini précédemment) afin de limiter l'accumulation de la demande en oxygène durant les périodes d'anoxie.

## **Discussion**

Les surcharges hydrauliques et organiques engendrées par les pluies en réseau unitaire se traduisent par :

- un déplacement d'une partie importante des boues du bassin d'aération vers le clarificateur si son fonctionnement n'est pas maîtrisé ;
- un accroissement de la production de boues et une augmentation du taux de matières minérales ;
- un accroissement de la demande en oxygène et une compétition pour cet élément entre les bactéries hétérotrophes et autotrophes au détriment de ces dernières ;
- une diminution des concentrations en entrée ;
- une diminution du temps de séjour dans les bassins ;
- une diminution éventuelle de la température des boues.

La charge massique étant au départ suffisamment faible pour assurer le maintien des bactéries nitrifiantes dans le milieu, l'accroissement préventif de la concentration de boues n'a pas d'effet positif sur l'aptitude des stations à nitrifier les surcharges azotées. Au contraire, elle peut avoir plusieurs conséquences négatives :

- limitation du débit admissible sur le décanteur,
- accroissement de la demande en oxygène,
- limitation de la capacité de stockage des MES nécessitant des extractions de boues plus importantes susceptibles de purger plus rapidement les bactéries nitrifiantes.

Les stations d'épuration à boues activées en aération prolongée possèdent une réserve de capacité de nitrification. Celle-ci est évaluée à environ deux fois la charge de temps sec à 15°C, pour une proportion de présence d'oxygène de l'ordre de 70 % du temps. Cette surcapacité n'est effective que si la puissance d'aération est capable de maintenir des concentrations d'oxygène dissous ne limitant pas trop la vitesse de nitrification.

Le comportement de la biomasse dénitrifiante lors de surcharges liées à des événements pluvieux réels reste peu prévisible (et peu étudié). La dénitrification sera toujours améliorée par la mise en œuvre d'un brassage durant les phases d'anoxie. Il est possible que la maîtrise de la dénitrification passe par un suivi optique des MES dans le surnageant du clarificateur.

Un mode de gestion des surcharges pourrait être une dérivation préventive des eaux brutes vers un bassin de stockage si le pourcentage de la présence d'oxygène par cycle dépasse une valeur donnée (de l'ordre de 70 % ?), laissant trop peu de temps pour la dénitrification.

Le traitement sur des installations en aération prolongée de surcharges de longue durée devrait nécessiter d'une part un renforcement de la puissance d'aération par rapport à la pratique actuelle et, d'autre part, un allongement du pourcentage d'aération par rapport à la valeur théorique optimale pour laquelle la production de nitrates serait minimale afin de limiter l'accumulation de la demande en oxygène durant les séquences d'arrêt des aérateurs.

L'instrumentation indispensable pour optimiser le traitement de l'azote en boues activées au cours de surcharges comprend, outre un détecteur de niveau de voile de boues, une sonde à oxygène dans le bassin d'aération (éventuellement, en parallèle avec une électrode redox permettant de détecter une concentration nulle en nitrates et de faire redémarrer l'aérateur en cas de surcharge organique forte), un contrôle optique de la concentration résiduelle de nitrates ou de matières en suspension.

La conception et l'évaluation sur site réel de tels asservissements constituent probablement un des axes de recherche prioritaires en vue d'optimiser le fonctionnement du couple "réseau-station" et d'améliorer la fiabilité des stations à boues activées en aération prolongée par temps de pluie.

## **Bibliographie**

BURVINGT F. (1992).

Nitrification- dénitrification des eaux résiduaires urbaines dans les stations d'épuration. Maîtrise des processus en boues activées en bassin unique avec dissociation de l'aération et du brassage. Thèse de doctorat de l'Université Louis Pasteur. Strasbourg. 92 p.

DA SILVA G. (1991).

Etude de la dénitrification des stations avec zone d'anoxie en tête. Mémoire de DEA Sciences et techniques de l'eau. ENITRTS - IMF - Université Louis Pasteur Strasbourg. 103 p + annexes.

DUCHENE Ph, CANLER, J.P (1995)

Utilisation optimale des stations d'épuration traitant, par temps de pluie, les effluents des réseaux unitaires. Colloque AGHTM - SHF "maîtrise de l'assainissement par temps de pluie". Créteil, 11 et 12 octobre 1995. p 133 - 146.

FNDAE (1990)

Elimination de l'azote dans les stations d'épuration biologiques des petites collectivités. Document technique N° 10. 58 p.

HENZE M, HARREMOËS P, LA COUR JANSEN J, ARVIN E, (1995)

Wastewater treatment : Biological and chemical Processes. 383 p. Springer Verlag ed.

IAWPRC (1987)

Activated Sludge model N°1. Scientific and Technical Reports N°1. 33 p.

IAWQ (1995)

Activated Sludge model N°2. Scientific and Technical Reports N°3. 32 p.

IWEMA (1995)

Influence des variations de charges sur le fonctionnement d'une station d'épuration à boues activées.(à paraître).

PLOTTU Y. (1994)

Elimination des surcharges azotées en pilote de station d'épuration à boues activées. Simulation de situations de temps de pluie. Mémoire de troisième année ENGEES. 87 p + annexes.

STRICKER A.E. (1996)

Capacité des boues activées à traiter des surcharges azotées. Mémoire de troisième année ENGEES. 83 p + annexes.

WOUTERS-WASIAK K. (1994) Etude et contrôle des processus de nitrification-dénitrification-déphosphatation biologique . Thèse de doctorat de l'INSA-Toulouse. 138 p.

# Éléments de dimensionnement pour la nitrification en lit bactérien

## *Design data for trickling filter nitrification*

**Yvan Racault, Frédéric Séguret**

*Cemagref, division Qualité des eaux*  
50 avenue de Verdun, F-33612 Cestas Cedex  
Tel. 05 57 89 08 00 - Fax 05 57 89 08 01

Révisé le 28/08/96

**Résumé** - Après avoir rappelé le principe de la nitrification dans les lits bactériens, on cherche à montrer l'influence de divers paramètres sur le fonctionnement de ces lits, en particulier la température, la charge hydraulique, l'intensité d'irrigation (*SK*), la recirculation, les concentrations et la charge organique. Cette mise au point est basée sur les études publiées jusqu'ici, ainsi que sur une récente étude européenne à laquelle le *Cemagref* a participé. Les lits bactériens permettent de produire des effluents partiellement ou totalement nitrifiés. Des éléments de dimensionnement sont suggérés pour le cas de la nitrification tertiaire, ainsi que pour la nitrification avec élimination de la DBO simultanée.

**Abstract** - *The influence of various parameters on trickling filter nitrification is assessed. In particular, the importance of the temperature, the hydraulic loading, the irrigation force (SK), the recirculation rate, the concentrations and the organic loading are discussed. This review is based upon previous studies published so far, as well as a recent European program coordinated by Cemagref. The trickling filters can achieve either partial or full nitrification. Design data are derived for the cases of tertiary nitrification as well as combined nitrification and BOD removal.*

## **Introduction**

Le lit bactérien est l'un des plus anciens procédés utilisés pour le traitement des eaux résiduaires urbaines. Dans les années 80, un regain d'intérêt s'est manifesté pour ses applications en particulier dans les petites agglomérations. Face aux boues activées, le lit bactérien consomme moins d'énergie et est plus facile à exploiter. L'utilisation de matériaux en plastique, qui peuvent recevoir des charges organiques importantes, permet d'en faire évoluer les applications. En France cependant, le lit bactérien est encore considéré par beaucoup comme un « procédé du passé », surtout en raison de ses performances moyennes, et reste cantonné à des applications particulières (prétraitement à très forte charge, traitement secondaire de petite collectivité, variations de charge saisonnières, ...).

Pourtant, l'expérience étrangère montre que, sous certaines conditions d'exploitation, les lits bactériens peuvent produire des effluents répondant à des objectifs de qualité poussés, avec une fiabilité similaire voire supérieure à celle des boues activées. L'azote peut être nitrifié dans un lit bactérien servant également à l'abattement du carbone, ou dans un réacteur séparé de nitrification tertiaire. La nitrification peut être partielle ou totale, en fonction du niveau de rejet à atteindre. Nous exposons ici les conditions permettant d'aboutir à ces résultats avec des effluents urbains, en nous basant sur les données disponibles dans la bibliographie, ainsi que sur une récente étude européenne sur les lits bactériens que le *Cemagref* a coordonnée.

## La nitrification en lit bactérien

Dans tout procédé de traitement biologique des eaux usées, la réaction de nitrification transforme l'azote ammoniacal  $\text{NH}_4^+$  en nitrate  $\text{NO}_3^-$ . Deux étapes sont nécessaires à son déroulement : la nitritation, suivie de la nitratisation. La transformation de l'azote ammoniacal en azote nitreux  $\text{NO}_2^-$ , ou nitritation, est principalement le fait de bactéries du genre *Nitrosomonas*. La nitratisation transforme ces nitrites en nitrates par *Nitrobacter*. Ces bactéries sont aérobies et autotrophes, ce dernier terme signifiant qu'elles utilisent le gaz carbonique comme seule source de carbone. Globalement, la transformation consomme de l'oxygène et de l'alcalinité, et produit de la biomasse. Si on admet que la biomasse est représentée par la formule  $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$ , le bilan massique de la transformation peut être écrit sous forme de réaction chimique :



L'élimination d'un gramme d'azote ammoniacal ( $\text{N-NH}_4^+$ ) nécessite la fourniture de 4,2 g d' $\text{O}_2$ . La production d'un gramme de  $\text{N-NO}_3^-$  consomme 4,3 g d' $\text{O}_2$ .

L'oxydation de  $\text{NH}_4^+$  peut avoir lieu avec l'élimination simultanée du carbone, ou *a posteriori*, dans un lit de nitrification tertiaire. La nitrification est susceptible d'être influencée à des degrés divers par plusieurs facteurs, en particulier :

- la disponibilité de l'oxygène,
- la température,
- la quantité de matière organique présente dans l'effluent,
- la concentration en  $\text{NH}_4^+$ ,
- les caractéristiques du matériau de remplissage,
- les conditions hydrauliques (charge hydraulique, intensité d'irrigation).

Les études exposées dans la bibliographie utilisent les termes de nitrification totale, poussée ou partielle. Nous proposons dans le tableau qui suit une définition, arbitraire, de cette classification.

	rendement de la nitrification %	N-NH <sub>4</sub> de l'effluent traité mg/l
nitrification partielle	50 - 90 %	> 8
nitrification poussée	> 90 %	≈ 5
nitrification totale		< 2

Tableau 1 : Suggestion de définition de la nitrification partielle et de la nitrification totale

Le rendement de la nitrification est défini comme le taux d'abattement de l'azote réduit (azote Kjeldahl NKj). On utilise aussi parfois le taux de production des nitrates, ou le taux de conversion de l'azote réduit en nitrates, qui donnent le même résultat à condition qu'il n'existe pas de dénitrification dans le réacteur (c'est-à-dire transformation des nitrates en azote gazeux). Même si le phénomène est parfois minime, on constate presque toujours l'existence d'une dénitrification partielle en lit bactérien. Il convient donc de calculer le rendement de la nitrification à partir de l'abattement en azote Kjeldahl :



$$\text{rendement de la nitrification (\%)} = 100 \left( 1 - \frac{[NKj]_{\text{sortie}}}{[NKj]_{\text{entrée}}} \right) \quad (1)$$

A l'intérieur du lit bactérien, l'effluent ruisselle sur un matériau, lui-même colonisé par un biofilm (voir figure ci-dessous). Le transport de l'azote ammoniacal et de l'oxygène vers le biofilm se font par des processus de diffusion. L'activité des micro-organismes présents dans le film biologique est limitée par l'un des paramètres suivants :

- la capacité d'assimilation du substrat ( $\text{NH}_4^+$ ) par la biomasse,
- la quantité de substrat disponible (concentration en  $\text{NH}_4^+$ ),
- la vitesse transport du substrat depuis le film liquide vers la biomasse,
- la vitesse de transport de l'oxygène de l'air vers le film liquide,
- la vitesse de transport l'oxygène depuis le film liquide vers la biomasse.

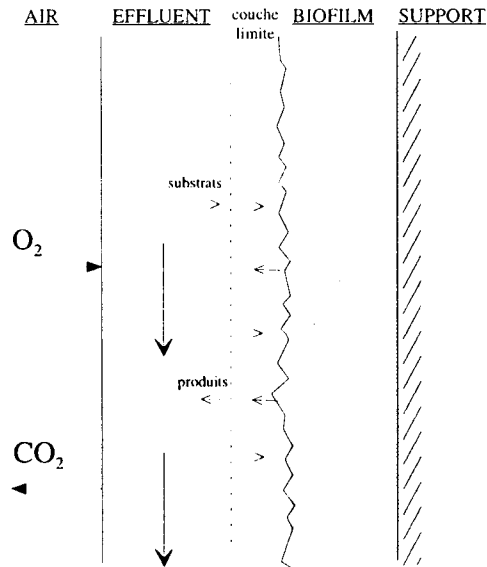


Figure 1 : A l'intérieur du lit bactérien.

C'est surtout le transport de l'oxygène depuis le film liquide vers le biofilm qui limite la nitrification. La disponibilité du substrat ( $\text{NH}_4^+$ ) peut également intervenir, mais dans ce cas, uniquement dans la partie basse du lit, là où la concentration en  $\text{NH}_4^+$  passe sous un certain seuil. Plus précisément, il peut exister deux cas selon la hauteur à laquelle on se place dans le lit, caractérisés par la concentration locale de l'effluent en  $\text{NH}_4^+$  [Okey et coll. (1989 a)] :

<sup>1</sup> Pour être tout à fait rigoureux : rendement de la nitrification (%) =  $100 \left( 1 - \frac{[NKj]_{\text{sortie}}}{[NKj]_{\text{entrée}} - [NKj]_{\text{assimilé}}} \right)$ .

- la concentration en  $\text{N-NH}_4^+$  dans le film liquide est élevée (disons supérieure à 3-5 mg/l). Le système est alors limité par l'oxygène disponible. La vitesse de conversion de  $\text{NH}_4^+$  en nitrate varie avec la concentration en oxygène. Elle est d'ordre zéro par rapport à  $\text{N-NH}_4^+$  et d'ordre  $\frac{1}{2}$  par rapport à  $\text{O}_2$  ;
- à concentration en  $\text{N-NH}_4^+$  inférieure, l'oxygène n'est plus limitant, à condition toutefois que sa concentration soit suffisante. La vitesse de nitrification est limitée soit par la diffusion du substrat au sein du film liquide, soit par sa concentration. Le système devient alors d'ordre  $\frac{1}{2}$  ou 1 par rapport à  $\text{NH}_4^+$ .

Par rapport aux boues activées, les lits bactériens ont une consommation d'énergie plus faible, sont plus simples à exploiter et la nitrification serait moins sensible à la température. Malgré les nombreux résultats cités dans la bibliographie, l'influence des paramètres importants pour la nitrification reste mal quantifiée, du fait du manque de données en grandeur réelle. C'est pourquoi les bases de dimensionnement qui sont proposées dans la suite sont prudentes. L'analyse à long terme d'installations en vraie grandeur permettra d'affiner la procédure de dimensionnement.

## Nitrification tertiaire

Un lit bactérien tertiaire est alimenté par des effluents préalablement épurés par un procédé d'élimination de la matière organique carbonée. Il est normalement capable d'aboutir à la nitrification totale de l'effluent. Certains auteurs proposent deux critères pour définir un effluent susceptible d'être admis sur un étage de nitrification tertiaire [WEF, ASCE (1992)] :

- ratio DBO/NKj de l'effluent inférieur à 1 ;
- DBO soluble inférieure à 12 mg/l.

Les premières bases de dimensionnement, proposées par l'U.S. Environmental Protection Agency (EPA) en 1975 étaient basées sur deux études pilotes américaines. Les courbes, proposées, qui donnaient la surface de matériau nécessaire en fonction de la concentration souhaitée du rejet en  $\text{NH}_4^+$ , ont rapidement été remises en cause. Il est apparu nécessaire de prendre aussi en compte la charge hydraulique, la concentration de l'eau à traiter en azote, les effets du recyclage et la température de l'effluent [Gullicks et coll. (1986)].

## Concentrations en $\text{NH}_4^+$ et $\text{O}_2$

Une étude sur pilote [Gullicks et coll. (1990)] a montré que la nitrification diminue lorsque la concentration de l'effluent en oxygène devient inférieure à 60-65 % de la saturation. La nitrification est totalement arrêtée lorsque la concentration en oxygène dissous est inférieure à 45-50 % de la saturation. Une autre étude [Okey et coll. (1989 b)] laisse penser que les variations de performance en fonction de la concentration en oxygène ne se produiraient que pour des charges en azote supérieures à 1,2 g-N/m<sup>2</sup>.j.

Un modèle [Parker et coll. (1989)] a été proposé pour calculer les paramètres caractéristiques de la nitrification. La vitesse de nitrification à n'importe quelle hauteur du lit bactérien est exprimée par :

$$jn(z,T) = \frac{E \cdot jO_2 \text{ max}}{4,3} \cdot \frac{S_n}{N + S_n} \exp(-kz) \quad \text{expression 1}$$

avec

$jn(z,T)$  = vitesse de nitrification à la profondeur  $z$  et à la température  $T$ , g-N/m<sup>2</sup>.j

$E$  = facteur d'efficacité du garnissage

$jO_2 \text{ max}$  = vitesse de transfert maximale de l'oxygène en g/m<sup>2</sup>.j

$S_n$  = concentration en N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> dans l'effluent, mg-N/l

$N$  = paramètre de ½ saturation, mg-N/l

$k$  = paramètre empirique décrivant la baisse d'efficacité avec la profondeur, m<sup>-1</sup>

Le premier terme de la relation,  $E jO_2 \text{ max} / 4,3$ , est la vitesse de nitrification d'ordre zéro. La valeur de  $jO_2 \text{ max}$  varie avec la température et la charge hydraulique. La division du terme par 4,3 permet de convertir l'oxygène consommé en N-NO<sub>3</sub> produit. Le facteur  $E$  est inférieur à un. Il permet de rendre compte de la non utilisation de la totalité de la surface du garnissage pour la nitrification, résultant de la présence de bactéries hétérotrophes, de la prédation, ou de la non accessibilité du matériau.

Le second terme est un coefficient de saturation qui exprime la diminution de la vitesse de nitrification lorsque la concentration en azote ammoniacal est faible. La constante de demi saturation  $N$  est de l'ordre de 1 mg-N/l. Le dernier terme en exponentielle exprime la baisse de vitesse de nitrification avec la profondeur, si elle existe.

## Température

La température a un effet variable sur la nitrification. L'influence de ce paramètre se ferait sentir surtout sur les lits très fortement chargés (4-6 gN/m<sup>2</sup>.j). De plus l'importance de la température serait moindre avec les lits bactériens nitrifiants qu'avec les boues activées. En effet, la vitesse de nitrification dépend davantage de la diffusion et du transport de l'oxygène que de l'activité de la biomasse. Il est possible de produire une nitrification poussée en pilote jusqu'à une température de l'effluent de 7 °C [Thames Water Utilities (1995)].

## Paramètres hydrauliques

Le « comportement hydraulique » du lit bactérien dépend de plusieurs paramètres :

- la charge hydraulique :

$$C_h \text{ (m/h)} = \frac{q \text{ (m}^3 \text{/h)}}{S \text{ (m}^2 \text{)}}$$

avec  $q$  débit admis sur le lit

$S$  surface horizontale du garnissage

$C_h$  charge hydraulique en m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.h (en abrégé, m/h)

- l'intensité d'irrigation, caractérisée pour les arroseurs rotatifs par le paramètre *SK* <sup>(2)</sup>, égal à la hauteur d'eau déversée par chaque bras lors d'un tour [A.T.V. (1989)] :

$$SK \text{ (mm / tour / bras)} = 1000 \frac{C_h}{a.n}$$

avec :  $C_h$  : charge hydraulique sur le lit (recyclage compris), m/h

$a$  : nombre de bras

$n$  : vitesse de rotation des bras (nombre de tours par heure)

- le taux de recyclage,
- la configuration du recyclage,
- le nombre d'étages.

L'influence de ces paramètres est complexe. La plupart des réglages permettant d'obtenir une nitrification optimale ne sont pas encore connus. En phase de conception, il convient alors d'être attentif au choix des paramètres hydrauliques et de prendre en compte leurs effets possibles sur l'oxydation de l'azote.

La charge hydraulique et le *SK* sont deux paramètres macroscopiques faciles à calculer, mais il n'est pas simple de les relier aux vitesses d'écoulement réelles au sein du lit, qui dépendent aussi du système d'arrosage. Ce que l'on sait c'est qu'une augmentation du *SK* et/ou de la charge hydraulique augmente les vitesses d'écoulement locales à l'intérieur du garnissage. L'influence des vitesses locales sur le fonctionnement du lit est, elle-même, multiple. Il existe plusieurs effets théoriques, qui concernent en particulier :

- le transport de l'oxygène vers les micro-organismes,
- la maîtrise de l'épaisseur du biofilm,
- la population de prédateurs,
- la qualité du mouillage, dont dépend l'utilisation des parties du garnissage les moins accessibles,
- les variations de température de l'effluent,
- le temps de séjour de l'effluent dans le lit, pouvant affecter l'efficacité de la nitrification.

Comme ces effets peuvent se compenser entre eux, il est difficile de déterminer quels sont ceux qui ont une importance réelle sur le fonctionnement du lit. On sait toutefois qu'il existe pour chaque configuration un *SK* et une charge hydraulique optimums. Bien que ces valeurs ne soient pas encore bien connues dans le cas de la nitrification, nous donnons ci-dessous quelques indications.

### ***La charge hydraulique***

Le tableau suivant donne diverses charges hydrauliques relevées dans les publications. Les pratiques sont très variables et il n'existe pas de consensus. Certains auteurs ont étudié des installations pilotes avec des distributeurs fixes, ce qui rend difficile la comparaison des

---

<sup>2</sup> abrégé de l'allemand Spülkraft (force d'irrigation)

résultats. Pour des lits bactériens à garnissage plastique avec un arroseur rotatif, une charge hydraulique choisie dans la gamme 2,5 - 3,5 m/h devrait permettre d'assurer un mouillage suffisant tout en évitant une réduction trop importante du temps de séjour.

source	type	pays	matériau	$L_s$ , g- N/m <sup>2</sup> .j	$C_h$ , m/h	notes
[0]	P	F	géotextile	2,6	1,3	$C_h$ trop faible
[0]	P	F	Sessil	0,8-4	1,2-5,5	
[0]	P	US	plastique	~1,5	1,7-4,9	T>14°C
[0]	P	S	plastique	1,9-2,4	5,0	2 étages alternés
[0]	P	S	plastique	1,9-2,5	2,5	1 étage
[0]	P	US	plastique	1,9-6,9	1,2-4,5	
[0]	P	US	plastique	~0,2-1,5	2,9-4,3	meilleure nitrif à 2,9 m/h
[0]	P	GB	plastique	0,38-0,91	2,7-3,9	
[0]	GR	GB	cailloux	0,14-0,24	0,08-0,18	
[0]	P	B	plastique	0,8-1,2	0,3-0,45	
[0]	P	B	cailloux	~1,2-1,4	0,2-0,3	

Notes - P = pilote, GR = grandeur réelle, F = France, US = Etats Unis, S = Suède, GB = Grande Bretagne, B = Belgique,  $L_s$  = charge surfacique en N-NH<sub>4</sub>,  $C_h$  = charge hydraulique superficielle

**Tableau 2 : Diverses valeurs de la charge hydraulique relevées dans la littérature**

### ***L'intensité d'irrigation (SK)***

Seules deux études évoquent le SK. Le tableau suivant en donne les résultats. L'influence du SK semble modeste dans la gamme des valeurs testées. Dans la première étude [Parker et coll. (1995)], il est indiqué que les SK de 40 et 80 donnent à peu près les mêmes résultats. Le SK de 80 mm/tour nécessite l'installation d'un moteur sur le système d'arrosage pour ralentir sa rotation. Le SK de 40 mm/tour a été retenu, car il peut être obtenu sans adjonction d'un moteur. Dans la seconde étude [Audouin et coll. (1990)], le SK de 82 mm/tour semble plus favorable. Il est possible que le SK optimal de la seconde étude soit plus élevé en raison d'une charge en DBO et/ou d'une surface spécifique plus forte.

### ***La recirculation***

Sur certains lits bactériens anglais à garnissage cailloux, l'absence de recirculation des effluents entraîne une diminution des performances et / ou de la fiabilité du lit [Thames Water Utilities (1995)]. De même, dans l'étude du pilote à garnissage Sessil [Audouin et coll. (1990)], on constate que la recirculation est favorable. Il faut toutefois considérer que l'effet bénéfique de la recirculation est peut-être dû uniquement à l'accroissement de la charge hydraulique, qui augmente l'oxygénation et le mouillage du lit. Un effet identique peut être obtenu à l'aide d'une augmentation de la charge hydraulique et / ou du SK. En outre, la recirculation diminue la concentration de NH<sub>4</sub><sup>+</sup> à l'entrée du lit bactérien. *A priori*, cela peut diminuer la vitesse de nitrification dans le lit, dans la partie où la cinétique est d'ordre un. Cela est traduit par l'expression 1, où l'on voit que la vitesse de nitrification augmente avec la concentration en NH<sub>4</sub><sup>+</sup>.

	[Parker et coll. (1995)]	[Audouin et coll. (1990)]
échelle	pilote	pilote
matériau	plastique courants croisés	Sessil
surface spécifique m <sup>-1</sup>	140	200
température °C	13,4 - 17,8	14 - 23
DBO à l'entrée du lit, mg/l	9,9 - 11,6 *	30
MES à l'entrée du lit, mg/l	10 - 11,7	21
charge en azote, g-N/m <sup>2</sup> .j	1,5 - 2,9	1,0 - 2,0
SK testés mm/tour	5, 40, 80	8, 30, 82
influence de SK sur la nitrif.	faible	faible
SK le plus favorable mm/tour	40	82

Note \* : DBO<sub>7</sub>

**Tableau 3 : Résultats de deux études pilotes ayant testé l'influence de la force d'irrigation SK sur la nitrification**

## Prédation

La biomasse nitrifiante des lits bactériens serait très appréciée de certains prédateurs : gastéropodes, vers et larves de mouches. Certains auteurs accordent une grande importance à leur présence. Ils seraient responsables de diminutions de la nitrification en raison de la perte de biomasse qu'ils occasionnent. Pour éviter la pullulation des prédateurs, il a été proposé de submerger périodiquement le lit [Parker et coll. (1989)] ou d'effectuer un traitement chimique [Parker et coll. (1996)], ce qui est une solution difficile à mettre en œuvre en pratique. Une autre proposition a été d'opérer à l'aide d'une force d'irrigation élevée [WEF, ASCE (1992)]. Une étude suédoise récente a montré sur pilote qu'aucun de ces deux modes opératoires n'est réellement efficace [Andersson et coll. (1993)], mais le SK maximal étudié n'était que de 80 mm/tour.

## Charges organiques

### Charge en DBO

En nitrification tertiaire, la charge en DBO est faible, ce qui permet la colonisation du matériau par des bactéries autotrophes. En pratique, il faut que la DBO de l'effluent admis sur le lit soit inférieure à la concentration en N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> [WEF, ASCE (1992)]. Une étude basée sur des concepts théoriques [Wanner et coll. (1984)] a suggéré que l'installation des bactéries autotrophes ne pourrait avoir lieu avec une DCO dépassant 27 mg/l, mais les études sur pilote qui ont été menées par la suite ont montré qu'il est possible d'admettre des valeurs beaucoup plus élevées. On cite des réacteurs ayant fonctionné sans problème apparent avec des DCO solubles jusqu'à 60 mg/l [Gullicks et coll. (1990)] et des DBO<sub>5</sub> jusqu'à 70 mg/l [Audouin et coll. (1990)].

En revanche, la présence de matières en suspension diminue l'efficacité du traitement. Plusieurs auteurs [Audouin et coll. (1990), Parker et coll. (1995), Andersson et coll. (1993)] ont observé d'importantes baisses de la vitesse de nitrification lors de défaillances du décanteur secondaire se trouvant en amont du lit bactérien.

## *Charge en azote*

La charge d'azote que l'on peut admettre sur le lit dépend de l'objectif fixé :

la recherche d'une nitrification poussée avec une faible concentration résiduelle en  $\text{NH}_4$  conduit à limiter la charge admise. La charge appliquée devra alors être faible (disons inférieure à  $1,2 \text{ g-N/m}^2\cdot\text{j}$ );

la recherche d'un flux d'azote éliminé important sans contrainte sur la valeur résiduelle en  $\text{NH}_4^+$  permet d'admettre des charges plus élevées (entre  $1,2$  et  $2,5 \text{ g-N/m}^2\cdot\text{j}$ ). La charge surfacique éliminée augmente avec la charge appliquée.

Des travaux [Okey et coll. (1989 a), Okey et coll. (1989 b), Audouin et coll. (1996)] ont montré que si la charge admise est inférieure à  $1,2 \text{ g-N/m}^2\cdot\text{j}$ , l'effet de la limitation en oxygène est masqué, et le rendement de la nitrification est toujours supérieur à 80 %. Pour des charges supérieures, la nitrification fluctue en fonction de la disponibilité de l'oxygène dissous.

## *Conversion de la charge admissible en volume utile de matériau*

Dans le cas des lits bactériens traitant la DBO, l'usage le plus courant est de dimensionner en appliquant des charges par rapport au volume de matériau mis en œuvre. La pratique est différente pour la nitrification tertiaire : les valeurs guides donnent une charge par rapport à une surface de matériau colonisé, car les performances observées sont mieux expliquées par ce paramètre que par une charge volumique.

Le problème de la conversion de la surface obtenue en volume de matériau n'est pas trivial. La surface réellement colonisée est en effet souvent inférieure à la surface spécifique donnée par le fournisseur, en raison des difficultés d'accessibilité statique et d'un éventuel mouillage incomplet. Le facteur de réduction de la surface spécifique est encore mal connu. Les études existantes [Crine (1988), Crine et coll. (1990 a), Crine et coll. (1990 b), Crine et coll. (1996)] suggèrent les valeurs suivantes :

- garnissage plastique vrac  $\approx 0,63$
- garnissage cailloux  $\approx 1$
- garnissage ordonné  $\approx 1$ , à condition que l'arrosage du matériau soit homogène.

Ce facteur de réduction est appelé accessibilité statique. Bien que les valeurs 0,63 et 1 doivent être prises avec précaution, il est certain que les garnissages vrac en plastique ont une accessibilité statique plus faible que les garnissages ordonnés, car les éléments du matériau présentent des facettes non accessibles au fluide. En revanche, ils ont l'avantage de mieux redistribuer l'effluent à l'intérieur du lit, ce qui est utile lorsque la répartition de l'effluent n'est pas parfaitement homogène.

Il arrive aussi que mouillage du matériau soit insuffisant, par exemple en raison d'une charge hydraulique ou d'une force d'irrigation trop faibles. Dans ce cas, la surface disponible pour la nitrification est encore réduite d'un facteur qui varie en fonction du matériau, de l'épaisseur de la biomasse et de la charge hydraulique. Plus la surface spécifique du matériau est élevée, plus il est difficile de le mouiller complètement. En pratique, il est donc recommandé d'avoir une charge hydraulique (et un SK) plus élevés avec des matériaux à forte surface spécifique.

## Procédure de dimensionnement

On peut recommander de réaliser des lits nitrifiants ayant la plus grande hauteur possible, de manière à obtenir une charge hydraulique maximale avec un recyclage minimal. Le même effet peut être obtenu, à volume de matériau égal, en plaçant plusieurs lits en série. Dans ce cas, il est recommandé d'utiliser un décanteur intermédiaire à faible temps de séjour.

Pour assurer à la fois un mouillage correct du matériau et une bonne capacité de transfert d'oxygène, il nous semble prudent de ne pas avoir une charge hydraulique inférieure à 2,5 m/h. De plus, si le matériau présente une surface spécifique importante ( $> 150 \text{ m}^2/\text{m}^3$ ), un minimum de 3 m/h serait souhaitable.

L'utilisation de l'expression 1 pour le dimensionnement se heurte au manque de données disponibles. La valeur de l'efficacité  $E$  en particulier est très variable (entre 0,3 et 0,9). L'efficacité dépend de la difficulté de mouiller le garnissage, et est donc liée à la surface spécifique du garnissage, à la charge hydraulique ainsi qu'à la forme du matériau. Dans une étude récente [Parker et coll. (1995)], le facteur  $E$  a également été utilisé pour prendre en compte les variations de la vitesse de nitrification avec la concentration de l'effluent en MES et avec la température.

Dans l'état actuel des connaissances, on est amené à se baser sur des charges empiriques. Pour une concentration résiduelle en  $\text{N-NH}_4^+$  supérieure à 3-4 mg/l, on peut utiliser une vitesse de nitrification de  $1,2 \text{ g/m}^2 \cdot \text{j}$ . Pour des résiduels inférieurs à 3-4 mg/l, la vitesse de nitrification apparente diminue en raison du passage d'une cinétique d'ordre zéro à une cinétique d'ordre un par rapport à  $\text{NH}_4^+$ . La concentration  $N_T$  de passage de 0 à 1 dépend de la saturation en oxygène et de la température. Le manuel américain [WEF, ASCE (1992)] suggère d'utiliser une vitesse de nitrification égale à  $1,2 \times (N_e/N_T)^{0,75}$  avec  $N_e$  le résiduel souhaité, pour la partie du lit où la concentration en  $\text{N-NH}_4^+$  est inférieure à  $N_T$ .

Prenons, par exemple, un effluent préalablement traité, ayant les caractéristiques suivantes :

- $\text{DBO}_5 = 30 \text{ mg/l}$
- $\text{NKj} = 33 \text{ mg/l}$
- débit =  $q \text{ m}^3/\text{j}$

Le ratio  $\text{DBO soluble} / \text{NKj}$  est inférieur à 1 : on est bien dans le domaine de la nitrification tertiaire. On souhaite obtenir un effluent ayant une concentration inférieure à 2 mg de  $\text{N-NH}_4$  par litre. Le matériau utilisé a une surface spécifique de  $200 \text{ m}^2/\text{m}^3$ . Prenons une concentration de transition  $N_T$  de 4 mg/l. Pour amener l'effluent à 4 mg/l, le volume de matériau nécessaire est :

$$V_1 = \frac{(33-4)q}{1,2 \times 200} = 0,121q \quad (\text{m}^3)$$



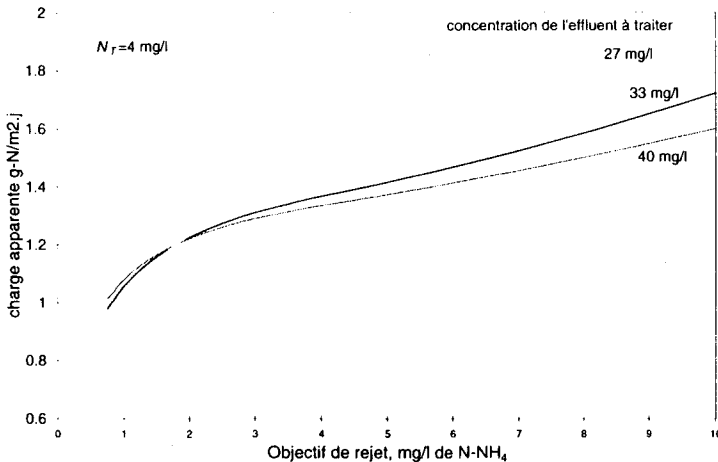
Le volume nécessaire pour passer de 4 mg/l à 2 mg/l est :

$$V_2 = \frac{(4-2)q}{1,2\left(\frac{2}{4}\right)^{0,75} \times 200} = 0,014q \quad (\text{m}^3)$$

soit un volume de matériau total de  $V_1+V_2 = 0,135q$  ( $\text{m}^3$ ). Cela correspond à une charge appliquée apparente de :

$$L_V = \frac{33q}{0,135q} = 244 \text{ g/m}^3.\text{j} \text{ soit une charge surfacique de } 244/200 = 1,22 \text{ g-N/m}^2.\text{j}.$$

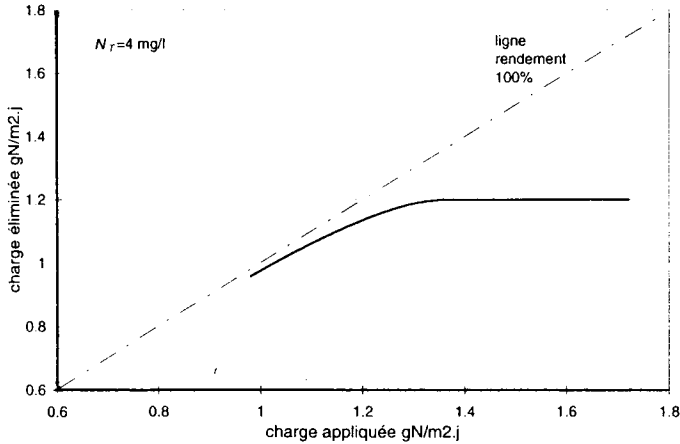
Notons que la charge surfacique ne dépend finalement pas de la surface spécifique. On pourrait faire le même calcul pour diverses valeurs de la concentration finale à obtenir. Les résultats sont reproduits dans la figure suivante.



**Figure 2 : Exemple de dimensionnement de lit bactérien nitrifiant utilisant la méthode exposée dans [WEF, ASCE (1992)]. Charge à appliquer en fonction de la concentration de l'effluent en entrée et de l'objectif de rejet.  $N_T$  = concentration de transition, 4 mg/l.**

Toujours avec la même méthode de calcul, on pourrait représenter la charge éliminée par le lit en fonction de la charge appliquée sur le matériau. On voit sur le graphique suivant que la procédure de dimensionnement limite la charge éliminée à 1,2 g-N/m².j.

En effet, au delà de 1,2 g-N/m².j, le transfert d'oxygène vers le biofilm peut devenir insuffisant à certaines périodes [Okey et coll. (1989 a)].



**Figure 3 : Charge éliminée par le lit bactérien en fonction de la charge appliquée, en utilisant la procédure de dimensionnement proposée.**

L'étude européenne comprenant l'observation de lits bactériens anglais [Thames Water Utilities (1995)] et de pilotes [Vandevenne (1994)] a abouti à des recommandations de charge pour la nitrification dans le deuxième étage d'installations à deux étages. La charge sur lit à garnissage plastique est comparable, quoique 20 % plus élevée, à celle que nous avons trouvé plus haut.

	matériau cailloux	matériau plastique
niveau de rejet en $N-NH_4^+$ , mg-N/l	2	2
charge maximale en $DBO_5$ , $kg/m^3.j$	0,20	0,25
charge maximale en $NKj$ , $kg/m^3.j$	0,25	0,30
charge hydraulique minimale, m/h	0,18	3,0
surface spécifique, $m^2/m^3$		200

**Tableau 4 : Valeurs guides pour la nitrification dans le second étage d'installations à deux étages. (établies d'après [Thames Water Utilities (1995)] et [Vandevenne (1994)])**

Le  $SK$  optimal n'est pas connu. Si l'on utilise un arroseur rotatif classique avec propulsion par réaction hydraulique, le  $SK$  ne sera que de 2 à 6 mm/tour, ce qui pourrait se révéler insuffisant pour assurer un mouillage suffisant du lit et une érosion continue de la biomasse. Il est donc recommandé d'utiliser un arroseur motorisé, qui permet d'obtenir un  $SK$  plus élevé. On peut choisir une valeur entre 40 et 80 mm/tour, ou un  $SK$  variable [WEF, ASCE (1992)]. Dans ce dernier cas, il faut appliquer un  $SK$  faible en heures normales pour avoir un temps de séjour maximal, et un  $SK$  élevé en heures creuses pour éliminer le biofilm en excès. Les valeurs de  $SK$  faible -  $SK$  fort peuvent être 20 - 300 mm/tour.

## Nitrification avec élimination simultanée de la DBO

La cinétique de l'élimination conjointe de la DBO et de l'azote est complexe. L'abattement du carbone et la nitrification s'effectuent pour l'essentiel dans des zones distinctes du lit. L'élimination de la DBO est réalisée par les bactéries hétérotrophes dans la partie supérieure du lit, alors que la nitrification est réalisée par les bactéries autotrophes en partie basse.

La vitesse de nitrification dans lits bactériens éliminant la DBO dépend comme dans le cas précédent de nombreux facteurs. On peut citer les caractéristiques de l'effluent, les facteurs hydrauliques, la ventilation, le type de garnissage. Si l'effluent a été partiellement traité avant d'être admis sur le lit, par exemple avec un traitement physico-chimique, il faut tenir compte de sa composition particulière. L'influence de la température sur le procédé est complexe, car la température modifie à la fois l'activité de la biomasse et la disponibilité de l'oxygène. Le pH et certains composés peuvent également avoir des effets inhibiteurs. Tous ces facteurs compliquent l'interprétation des données obtenues sur pilote et en grandeur réelle et obligent, à nouveau, à proposer des règles de dimensionnement prudentes.

La nitrification ne peut se produire conjointement avec l'élimination de la DBO que si la DBO de l'effluent traité atteint un niveau assez bas pour permettre la croissance de micro-organismes autotrophes. Cela ne peut avoir lieu qu'avec des charges en DBO faibles. Différents critères ont été suggérés, comme le montre le tableau suivant.

source	charge organique kgDBO/m <sup>3</sup> .j	DBO effluent traité mg/l	notes
<b>nitrification totale ou poussée</b>			
[12]	< 0,16	< 10-15	N-NH <sub>4</sub> effluent traité < 4 mg/l
[24]	< 0,20		nitrification « intense »
[25]	0,04 - 0,07		nitrif. totale avec matériau cailloux
<b>nitrification partielle</b>			
[24]	0,40 - 0,60		nitrif. partielle avec matériau plastique
[24]	< 0,30		nitrif. partielle avec matériau traditionnel
[25]	0,10 - 0,34		nitrif. partielle avec matériau traditionnel

Tableau 5 : Domaines de charge en DBO<sub>5</sub> dans lesquels on peut observer une nitrification partielle ou totale de l'effluent

Les conclusions du tableau précédent sont essentiellement basées sur des études en pilote. En installation réelle, on peut observer une nitrification partielle avec des charges supérieures, comme le montrent les exemples du tableau suivant.

site	matériau	T °C	nombre d'étages	C <sub>h</sub> m/h	charge DBO <sub>5</sub> kg/m <sup>3</sup> .j	nitrification %	N-NH <sub>4</sub> sortie mg/l
La Destrousse	Cloisonyle	21	2	2,8*	0,32	79	14
Rousset	Cloisonyle	17	2	3,4*	0,61	81	12
Mondonville	Cailloux	15	1	0,5	0,56	48	48

Notes. C<sub>h</sub> = charge hydraulique. T = température de l'effluent traité. \* = moyenne sur les deux étages.

Tableau 6 : Nitrification partielle observée dans trois installations réelles françaises, effluent urbain, moyenne sur 48 heures de fonctionnement (données Cemagref)

Sur ces stations, ainsi que sur des stations anglaises [Thames Water Utilities (1995)] et allemandes [Vandevienne (1994)], on a observé une dénitrification partielle de l'effluent, conduisant à un abattement de 35 à 65 % de l'azote total. Cette dénitrification n'a pas lieu en absence de recyclage (abattement de l'azote total inférieur à 28 %). On peut penser que la dénitrification est due à la présence simultanée, en tête de lit, des nitrates provenant du recyclage, de matière organique carbonée facilement assimilable et d'une carence locale en oxygène.

La température a probablement une influence sur la nitrification. Elle affecte non seulement l'activité de la flore nitrifiante, mais aussi le profil de la DBO au sein du lit, ce qui complique l'analyse du phénomène. Des auteurs ont pu établir, pour une installation donnée, une corrélation entre la nitrification observée et la température (par exemple [Vandevienne (1994)]), alors que sur d'autres installations, il n'est pas possible de dégager une relation entre la température et les performances observées. On peut donc penser que la température a une influence, mais que dans certaines conditions, l'effet de ses variations est masqué par l'influence d'autres paramètres.

Le dimensionnement doit s'effectuer sur la base de charges volumiques en DBO, en fonction de l'objectif de rejet à atteindre. Le tableau suivant donne les recommandations issues de l'étude européenne sur la nitrification en lit bactérien. Des valeurs sont aussi données pour la charge volumique maximale en azote Kjeldahl, mais c'est bien la charge en DBO qui est limitante. Les valeurs proposées pour le garnissage traditionnel proviennent essentiellement d'observations réalisées sur des lits anglais en grandeur réelle et sur pilote, les valeurs pour garnissage plastique provenant uniquement d'études pilote. Les valeurs pour le garnissage plastique sont valables pour une température de l'effluent de 12 °C.

nitrification	matériau cailloux		matériau plastique	
	partielle	totale	partielle	totale
N-NH <sub>4</sub> de l'effluent traité mg/l	10	2	10	2
charge DBO <sub>5</sub> max. kg/m <sup>3</sup> .j	0,20	0,07	0,30	0,15
charge NKj max. kg/m <sup>3</sup> .j	0,06	0,02	0,08	0,04
charge hydraulique min. m/h	0,15	0,06	0,45	0,45
surface spécifique	100	150	150	150

**Tableau 7 : Recommandations de charge pour la nitrification avec élimination simultanée de la DBO (d'après [Vandevienne (1994)] et [Thames Water Utilities (1995)]**

En pratique et sur garnissage plastique, il est préférable de choisir une charge hydraulique supérieure à 2,5 m/h, pour assurer un mouillage correct du matériau et faciliter le transfert d'oxygène. Il n'existe pas de recommandation pour le SK. Pour assurer un mouillage suffisant du matériau, ainsi qu'un décrochage régulier de la biomasse, on peut recommander des valeurs similaires à celles qui ont été préconisées plus haut, pour la nitrification tertiaire.

## Nombre d'étages

L'étude anglaise [Thames Water Utilities (1995)] a abordé la mise en série de deux étages de lit bactérien (le second fonctionnant comme étage tertiaire) au lieu d'un seul de même volume. La solution à deux étages est plus favorable, à volume de matériau égal, qu'un seul étage. Il est possible d'avancer comme explication l'augmentation de la charge hydraulique (résultant

d'une diminution de la surface horizontale des lits), qui améliore le mouillage du matériau et le transfert d'oxygène sans avoir à diluer l'effluent. Avec garnissage plastique, le même résultat peut être obtenu en réalisant un lit de grande hauteur.

Avec les lits à deux étages, il faut également discuter de l'intérêt d'avoir un décanteur intermédiaire. La clarification intermédiaire permet de diminuer la quantité de matières en suspension sur le second lit. Les matières en suspension étant défavorables à la nitrification, l'effet du décanteur intermédiaire est à ce titre positif. Cet effet pourrait néanmoins être compensé par la perte en oxygène et en température lors du passage dans le décanteur. Si un décanteur intermédiaire est utilisé, il faut donc veiller à ce qu'il ne présente pas un temps de séjour long.

## Conclusion

L'examen des résultats publiés dans la bibliographie, ainsi qu'une récente étude européenne, montrent qu'il est possible d'obtenir une nitrification poussée en lit bactérien et de proposer des éléments de dimensionnement. Les critères suggérés sont prudents, car ils prennent en compte les variations de nombreux paramètres dont l'influence n'est pas encore connue de manière claire. On peut s'étonner de cette imprécision, mais l'étude de la nitrification en lit bactérien est plus compliquée que dans le cas d'une culture libre. Les paramètres macroscopiques (températures de l'air et de l'eau, ventilation, charge hydraulique, recirculation, force d'irrigation, hauteur, charge organique, concentrations, ...), sont tous corrélés entre eux, et ont des effets multiples sur le fonctionnement microscopique du lit qui parfois se compensent. On ne peut pas séparer l'influence d'un paramètre des autres, et il faut étudier le lit bactérien d'une manière globale, ce qui nécessite des efforts de recherche importants.

Une nitrification partielle (80 % d'abattement de l'azote Kjeldahl) a été observée jusqu'à  $0,6 \text{ kgDBO}_5/\text{m}^3 \cdot \text{j}$  à  $17^\circ\text{C}$  sur garnissage plastique. On peut donc s'attendre à ce que la plupart des lits bactériens de traitement secondaire de la  $\text{DBO}_5$  produisent un effluent nitrifié dans des proportions variables (50 à 80 %). En présence d'un recyclage, on observe presque toujours une dénitrification partielle de l'effluent qui peut conduire, dans certaines conditions, à abattre jusqu'à 65 % de l'azote total.

Pour obtenir une nitrification poussée ou totale de l'effluent, il faut soit réduire la charge volumique en  $\text{DBO}_5$  (moins de  $0,15 \text{ kgDBO}_5/\text{m}^3 \cdot \text{j}$  sur matériau plastique pour la nitrification totale), soit réaliser une étape de nitrification tertiaire. Dans ce dernier cas, la quantité d'azote Kjeldahl appliqué doit être limitée en fonction de la concentration maximale en  $\text{N-NH}_4^+$  souhaitée pour l'effluent de sortie. Pour une nitrification totale, la charge appliquée doit être inférieure à  $1,2 - 1,5 \text{ gN}/\text{m}^2 \cdot \text{j}$ . La conversion de cette charge surfacique en volume de matériau peut être faite sur la base de la surface spécifique du matériau, à condition que la charge hydraulique soit suffisante, pour les matériaux ordonnés et les matériaux traditionnels. Pour les matériaux en vrac, il faut tenir compte du fait que toute la surface spécifique n'est pas accessible.

L'utilisation des valeurs de charge proposées, ici, devrait permettre d'atteindre les objectifs de rejet fixés, à condition d'avoir une charge hydraulique suffisante, au minimum  $2,5 \text{ m/h}$ , voire  $3 \text{ m/h}$  si la surface spécifique du matériau est supérieure à  $150 \text{ m}^2/\text{m}^3$ . Dans le cas de la nitrification tertiaire, il est recommandé d'adopter une recirculation aussi faible que possible

pour éviter la dilution de l'effluent, ce qui amène à réaliser des lits de grande hauteur ou sur plusieurs étages pour conserver une charge hydraulique suffisante.

Il semble souhaitable d'aménager sur les installations la possibilité de faire varier la charge hydraulique et le  $SK$  pour permettre l'optimisation en cours d'exploitation. L'utilisation d'arroseurs motorisés permet de maîtriser la force d'irrigation, qui pourrait être un moyen de rendre le traitement plus fiable.

## **Bibliographie**

A.T.V. (1989) Principles for the dimensioning of biological filters and biological contactors with connection values over 500 population equivalents, ATV-standard A 135, 2<sup>nd</sup> Edition.

ANDERSSON B. (1990) Tentative nitrogen removal with fixed bed processes in Malmö sewage treatment plant. *Water Science and technology*, 22, 1-2 pp. 239-250.

ANDERSSON B, ASPEGREN H, PARKER D.S. et LUTZ M.P. (1993) High rate nitrifying trickling filters. IAWQ, CFRP, AGHTM, 2<sup>e</sup> conférence internationale spécialisée sur les réacteurs à culture fixée, 29/09-1/10/1993, Paris.

AUDOUIN L. et COQUET Y. (1990) Nitrification tertiaire par lit bactérien. Journées information eau, Poitiers, tome 1, conférence n° 22, 11 p.

AUDOUIN L. et BERNARD J.F. (1996) Elimination de l'azote par biomasse fixée. Etude de cas concrets. Stereau, séminaire « biomasse fixée », Fondation Universitaire Luxembourgeoise, Arlon, 31/05/96, 11 p.

BOLLER M. et GUJER W. (1986) Nitrification in tertiary trickling filters followed by deep-bed filters. *Water Research* 20, 11 pp. 1363-1373.

CREUSAT C. (1990) Nitrification tertiaire par lit bactérien. Théorie et réalisation d'un pilote. Mémoire de fin d'études. CREATE Colombes, ENITRIS Strasbourg, 76 p. + annexes.

CRINE M. (1988) Hydrodynamique statistique des écoulements gaz - liquide dans les colonnes à garnissages ; théorie et expérience. Editions Cebedoc, Liège. 213 p.

CRINE M. et SCHLITZ M. (1990 a) Développement d'une méthode de diagnostic du fonctionnement d'un lit bactérien. Rapport, Université de Liège, Laboratoire de Génie Chimique, 47 p. + annexes.

CRINE M, SCHLITZ M. et VANDEVENNE L. (1990 b) Evaluation of the performances of random plastic media in aerobic trickling filters. *Water Science and Technology* 22, 1-2 pp. 227-238.

CRINE M, TOYE D. et MARCHOT P. (1996) L'hydrodynamique dans les lits bactériens : le rôle du garnissage. Présenté au séminaire « Biomasse fixée », Arlon, le 31 mai 1996, Fondation Universitaire Luxembourgeoise.

E.P.A. (1991) Assessment of single-stage trickling filter nitrification. Rapport 430-09-91-005, US EPA, Office of Water, Washington.

GUJER W. et BOLLER M. (1986) Design of a nitrifying tertiary trickling filter based on theoretical concepts. *Water Research* 20, 11 pp. 1353-1362.

GULLICKS H.A. et CLEASBY J.L. (1986) Design of trickling filter nitrification towers. *Journal WPCF* 58, 1 pp. 60-67.

GULLICKS H.A. et CLEASBY J.L. (1990) Nitrification performance of a pilot-scale trickling filter. *Research Journal WPCF* 62, 1 pp. 40-49.

OKEY R.W. et ALBERTSON O.E. (1989 a) Diffusion's rôle in regulating rate and masking temperature effects in fixed-film nitrification. Journal WPCF 61, 4, pp. 500-509.

OKEY R.W. et ALBERTSON O.E. (1989 b) Evidence for oxygen-limiting conditions during tertiary fixed-film nitrification. Journal WPCF 61, 4 pp. 510-519.

PARKER D.S, LUTZ M.P. et PRATT A.M.. (1990) New trickling filter applications in the USA. Water Science and Technology 22, 1-2 pp. 215-226.

PARKER D, LUTZ M, ANDERSSON B. et ASPEGREN H. (1995) Effect of operating variables on nitrification rates in trickling filters. Water Environment Research 67, 7 pp. 1111-1118.

PARKER D, LUTZ M, DAHL R et BERNKOPF S. (1989) Enhancing reaction rates in nitrifying trickling filters through biofilm control. Journal WPCF 61, 5 pp. 618-631.

PARKER D.S. et RICHARDS T. (1986) Nitrification in trickling filters. Journal WPCF 58, 9 pp. 896-902.

PARKER D.S, JACOBS T, BOWER E, STOWE D.W. et FARMER G. (1996) Maximizing trickling filter nitrification through biofilm control : research review and full scale application. Presented at the third int. IAWQ special conf. on biofilm systems, 30.08.96, Copenhagen.

Thames Water Utilities (1995) Upgrading and innovation in trickling filters in response to the new EEC environmental guidelines. Detailed report. 17 p.

VANDEVENNE L. (1986) Epuración secundaria par lits bactériens aérobies ASBL - CEBEDEAU Etude n°80/31, rapport final, Liège, 69 pages + annexes.

VANDEVENNE L. (1994) Upgrading and innovation in trickling filters in response to new EEC environmental guidelines. Nitrification and denitrification studies. Detailed report, ASBL - CEBEDEAU, Liège, 29 p.

WANNER O. et GUJER W. (1984) Competition in biofilms. Water Science and Technology 17 pp. 27-44.

WEF, ASCE (1992) Design of municipal wastewater treatment plants, volume I, Water Environment Federation manual.





# **Efficacité des biofiltres vis-à-vis de l'azote**

## *Biological aerated filters efficiency for nitrogen removal*

**Jean-Pierre Canler, Céline Durand, Jean-Marc Perret**

*Cemagref, division Qualité des eaux*  
3 bis Quai Chauveau, CP 220, 69336 Lyon cedex 09  
Tel. 04 72 20 87 31 - Fax 04 78 47 78 75

Révisé le 9/09/96

**Résumé** - La biofiltration, procédé compact, modulaire et intensif, s'est largement développée. Son domaine d'application est varié (carbone, azote, phosphore) avec des insertions dans les filières de traitement différentes selon les objectifs demandés.

Le suivi de trois installations de type Biostyr (courant ascendant avec support synthétique) a permis d'évaluer et d'apporter un certain nombre d'enseignements sur cette technique.

Les résultats obtenus pour ce type de biofiltre ont montré les atouts de la biofiltration dans le traitement de l'azote, avec une démarche de dimensionnement différente selon la qualité des eaux à traiter et les performances escomptées.

L'étude a aussi mis en évidence la nécessité d'un bon suivi des lavages et de leur gestion par l'équipe d'exploitation.

**Abstract** - *Biological aerated filtration is a recent and intensive process which has been greatly developed over the last few years. A wide range of applications is possible (carbon treatment, nitrogen and phosphorus removal), with different kinds of insertion in the treatment series in accordance with the requirements.*

*This paper presents the results of the study of 3 Biostyr systems (upflow, synthetical medium). The operation of the tested plants confirmed the interest for such a technology in nitrogen removal with different project data depending on the influent quality and the expected performances.*

*This study also insists on the importance of operation constraints, and especially the supervision of backwashes.*

## **Introduction**

La biofiltration, technologie récente dont les avantages (compacité, facilité d'intégration au site, aspect modulaire, absence de décanteur secondaire) sont bien connus, était jusqu'à présent utilisée principalement pour le traitement du carbone. Plus récemment, son créneau d'application s'est élargi au traitement de l'azote pour lequel elle paraît plus adaptée.

Le Cemagref, dans le cadre du programme de recherche «Evaluation des procédés nouveaux - Traitement de l'azote», a étudié le fonctionnement de trois biofiltres à flux ascendant de type Biostyr développés par la société OTV.

D'autres types de biofiltres développés par d'autres constructeurs n'ont pas encore fait l'objet d'investigations poussées.

Ce dispositif repose sur l'utilisation d'un matériau filtrant (billes de polystyrène) immergé dans l'effluent à traiter, aéré en permanence et sur lequel se fixent les populations bactériennes qui vont participer à la dégradation de la pollution.

Ce dispositif repose sur l'utilisation d'un matériau filtrant (billes de polystyrène) immergé dans l'effluent à traiter, aéré en permanence et sur lequel se fixent les populations bactériennes qui vont participer à la dégradation de la pollution.

Il met en jeu des phénomènes essentiellement biologiques. Cependant, le matériau support agit aussi comme un filtre en retenant les matières en suspension (MES).

L'alimentation en eau à traiter s'effectue par le fond de l'ouvrage. L'air et l'eau traversent le massif filtrant de bas en haut (système à co-courant ou ascendant).

La position des rampes d'air process varie selon la fonction attribuée au Biostyr. Elles sont placées :

- en dessous du massif pour l'élimination de la pollution carbonée ou la nitrification ;
- au milieu du massif pour une nitrification/dénitrification afin de créer une zone d'anoxie dans le bas du filtre.

Sous l'effet du développement de la biomasse et de l'accumulation des MES, le biofiltre se colmate et nécessite un lavage périodique.

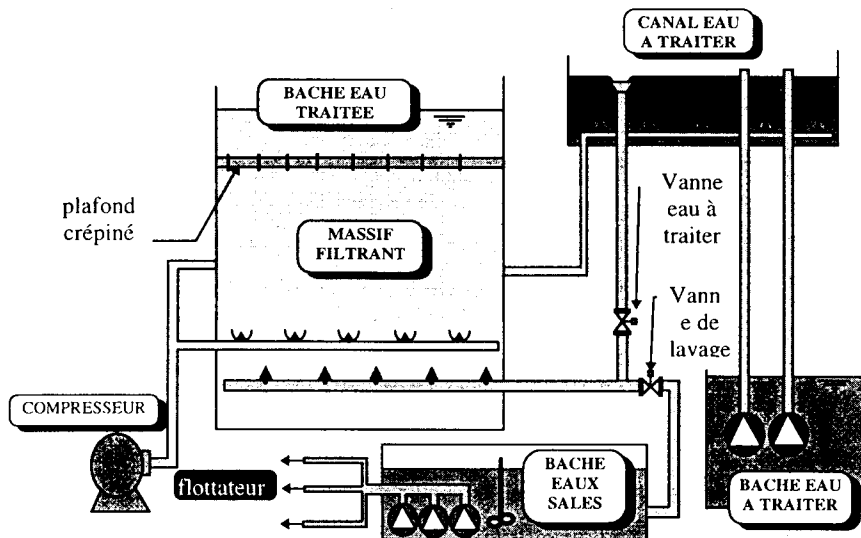


Figure 1 : Schéma de principe d'un étage Biostyr

Selon les performances recherchées sur le traitement de l'azote, différentes possibilités d'insertion du biofiltre dans la filière de traitement sont possibles. Dans tous les cas de figures un prétraitement poussé (dégrillage de quelques millimètres) et un traitement primaire correct sont nécessaires. En effet, la biofiltration est un système sensible au colmatage.

Les possibilités d'insertion des biofiltres dépendent :

- de la qualité demandée des eaux rejetées (performances),

- du traitement envisagé (nitrification secondaire ou tertiaire, nitrification, dénitrification),
- de la qualité des eaux à traiter (proportion de pollution soluble et particulaire).

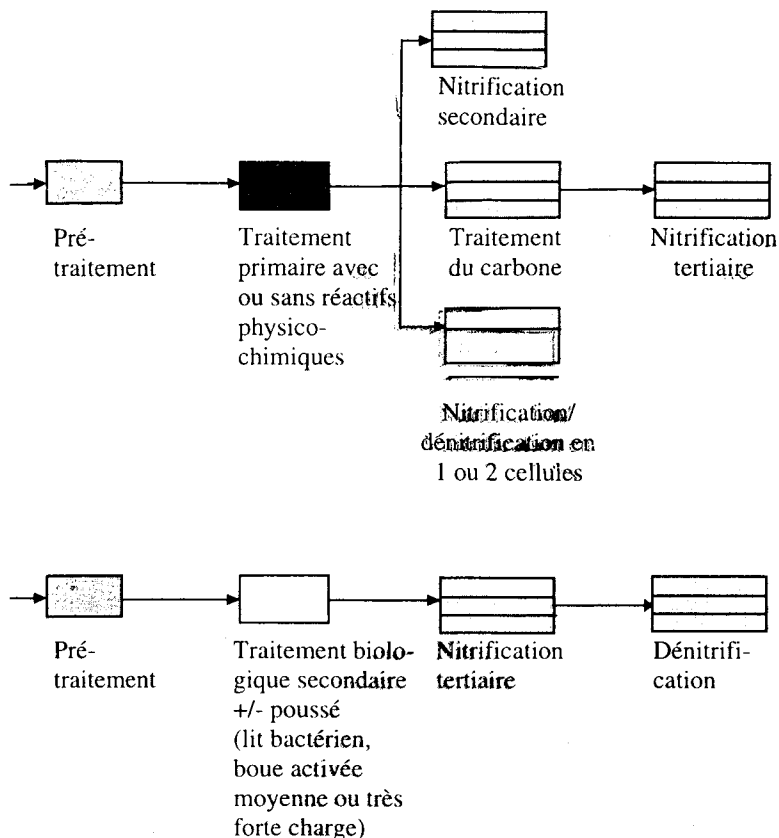


Figure 2 : Insertion des biofiltres dans une filière de traitement

L'étude de trois sites où sont implantés des Biostyrs a permis d'évaluer :

- les performances de ces installations et les facteurs limitants ,
- les bases de dimensionnement et les contraintes d'exploitation.

## Présentation des installations suivies

Les sites étudiés seront dénommés par Stations A, B et C. Ils se différencient par la filière de traitement à l'amont du Biostyr et par le type de traitement demandé.

Leurs principales caractéristiques sont :

	Station A	Station B	Station C
Année de mise en route	1991	1992	1995
Capacité de traitement	14 000 éq.hab	200 000 éq.hab	700 000 éq.hab
Type de traitement	nitrification - dénitrification secondaire	nitrification secondaire / tertiaire	nitrification tertiaire
Filière de traitement	<p style="text-align: center;"><i>Effluent brut</i></p> <p style="text-align: center;">PRE-TRAITEMENT</p> <p style="text-align: center;">DECANTATION PRIMAIRE</p> <p style="text-align: center;"><b>BIOFILTRE</b></p> <p style="text-align: center;"><i>Effluent traité</i></p>	<p style="text-align: center;"><i>Effluent brut</i></p> <p style="text-align: center;">PRE-TRAITEMENT</p> <p style="text-align: center;">BOUE ACTIVEE <i>Très forte charge</i></p> <p style="text-align: center;">DECANTATION SECONDAIRE</p> <p style="text-align: center;"><b>BIOFILTRE</b></p> <p style="text-align: center;"><i>Effluent traité</i></p>	<p style="text-align: center;"><i>Effluent brut</i></p> <p style="text-align: center;">PRE-TRAITEMENT</p> <p style="text-align: center;">DECANTATION PRIMAIRE</p> <p style="text-align: center;">BOUE ACTIVEE <i>Moyenne charge</i></p> <p style="text-align: center;">DECANTATION SECONDAIRE</p> <p style="text-align: center;"><b>BIOFILTRE</b></p> <p style="text-align: center;"><i>Effluent traité</i></p>
Principales caractéristiques des biofiltres	<ul style="list-style-type: none"> <li>• 5 cellules</li> <li>• surface : 16,25 m<sup>2</sup></li> <li>• hauteur de matériau : 3 m</li> <li>• 1 surpresseur par filtre</li> <li>• rampe d'aération dans le massif</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• 15 cellules</li> <li>• surface : 62,5 m<sup>2</sup></li> <li>• hauteur de matériau : 2,5 m</li> <li>• 2 turbo-compresseurs (dont 1 de secours) pour l'ensemble des cellules</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• 5 cellules</li> <li>• surface : 111 m<sup>2</sup></li> <li>• hauteur de matériau : 3 m</li> <li>• alimentation à débit constant</li> <li>• 1 compresseur à anneaux liquides par filtre</li> </ul>
Niveau de rejet demandé	f, NK3, NGL1	e, NK2	NK2

**Tableau 1 : Caractéristiques des trois biofiltres nitrifiants étudiés**

La station A est la première réalisation en vraie grandeur de ce type de traitement. Depuis, des améliorations ont été apportées, notamment sur l'optimisation du système (régulation air et eau) et sur la facilité d'exploitation (mesure de pertes de charge - logiciel de pilotage et de suivi).

## **Caractéristiques des effluents et performances sur l'étage biofiltration**

### **Qualité des effluents à traiter**

Les principaux résultats sont :

	Station A	Station B	Station C
pH	7,7	7,6	7,4
TAC	380 (30°F)	640 (52°F)	385 (31°F)
<b>(Concentrations en mg/l)</b>			
N <sub>K</sub> (mg/l)	46	67	28
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/l)	35 (76 %*)	58 (87 %*)	22 (80 %*)
DCO <sub>b</sub> (mg/l)	341	293	104
MES (mg/l)	105	130	40

(\*) : % d'ammonification

**Tableau 2 : Qualité des effluents d'entrée des biofiltres**

Les eaux à traiter ont des concentrations différentes dues essentiellement au traitement amont retenu et au degré de dilution de l'effluent.

Sur le paramètre azote :

L'abattement sur l'étage amont (Stations B et C) est dû principalement à de l'assimilation bactérienne. La différence entre les 2 stations (67 et 28 mg/l) s'explique par une forte concentration des effluents à l'entrée de la station B, accentuée par des retours chargés en azote liés à la présence d'un digesteur dans la filière de traitement des buses. La station C traite des effluents relativement dilués (d'un facteur 2).

Sur la pollution carbonée et particulaire :

Les abattements classiquement retenus sur les traitements amont sont de 30 % pour la DCO et 60 % pour les MES pour un traitement primaire sans adjonction de réactifs physico-chimiques.

Pour les stations B et C, des rendements supérieurs à 75 % sur les MES et 60 % sur la DCO peuvent être obtenus, fonction du domaine de charge retenu. Ce dernier point n'explique pas les différences élevées de concentration en DCO et MES. Elles sont essentiellement dues, pour la station B, à la surcharge hydraulique du clarificateur secondaire.

### **Qualité des eaux traitées et rendements**

La qualité des eaux rejetées est fonction du traitement prévu :

	Station A	Station B	Station C
<b>QUALITE DES EFFLUENTS DE SORTIE</b>			
<b>(Concentrations en mg/l obtenues)</b>			
N <sub>T</sub>	14 (20)*	59	27
N <sub>K</sub>	3,5 (5)*	12 (10)*	5,4 (3,5)*
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	0,5	11,5	1,3
DCO <sub>b</sub>	68 (50)*	65 (90)*	68 (65)*
MES	11	12	26 (10)*
<b>RENDEMENTS OBTENUS</b>			
<b>(en %)</b>			
N <sub>T</sub>	70 % (64)*	12 %	12,5 %
N <sub>K</sub>	92 % (91)*	82 % (76)*	82 % (81)*
DCO <sub>b</sub>	80 % (88)*	78 % (54)*	39 % (29)*
DCO <sub>s</sub>	73 %	78 %	36 %
MES	89 %	91 %	42 %

(\*) : Les valeurs entre parenthèses correspondent aux données prévisionnelles retenues lors du dimensionnement

**Tableau 3 : Qualité des eaux de sortie des biofiltres**

#### Station A :

- Les faibles concentrations en azote total obtenues respectent le niveau de rejet demandé pour l'azote.
- Le non respect du niveau "f" (DCO) est dû à la charge appliquée trop élevée.
- Les résultats confirment l'effet remarquable de la biofiltration sur la rétention des MES.

#### Station B et C :

Les performances sont différentes et s'expliquent

- Sur les MES, par l'absence de maturation du biofilm sur la station C. Les résultats ont été obtenus quelques mois après la mise en route. Les concentrations dans le rejet sont actuellement de l'ordre de 10 mg/l.
- Les différences importantes en  $\text{NH}_4^+$  de sortie sont liées à des charges appliquées différentes et accentuées par d'autres facteurs influençant la nitrification.
- Le non-respect en  $\text{N}_K$  sur la Station C est dû à une sous-évaluation de l'azote organique lors du projet de dimensionnement trop faible.
- Le faible rendement en  $\text{DCO}_5$  sur la Station C est dû à une concentration d'entrée proche de la fraction réfractaire (de l'ordre de 25 mg/l).

## **Analyse des résultats**

### *Charge hydraulique*

Les paramètres de fonctionnement mesurés sont les suivants :

		Station A	Station B	Station C
Valeur mesurée	Moyenne (m/h)	3,2	2	6,25
Dimensionnement	Moyenne (m/h)	3,9	2,2	6,3
	Pointe (m/h)	7,9	3,2	7,9

**Tableau 4 : Charges hydrauliques de dimensionnement et mesurées**

Les vitesses constatées sont proches des vitesses moyennes de dimensionnement. Les vitesses maximales admissibles en régime stabilisé n'ont pas pu être vérifiées.

Les vitesses de passage interviennent directement sur les charges appliquées et sur les pertes de charges. Elles sont étroitement liées à la qualité de l'eau à traiter. (  $\text{DCO}_b$  et MES ).

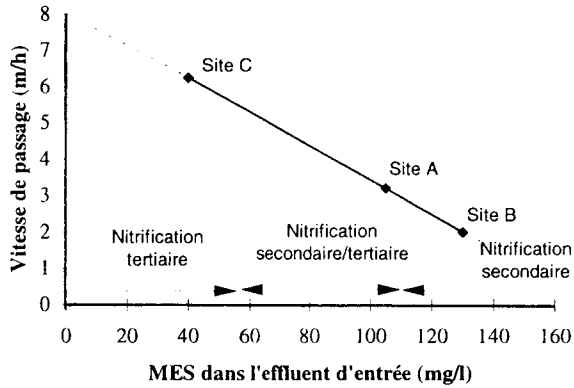


Figure 3 : Relation entre la qualité de l'effluent d'entrée et la vitesse de passage

La très faible vitesse observée pour la station B est due à une concentration en MES reçue par les biofiltres très importante.

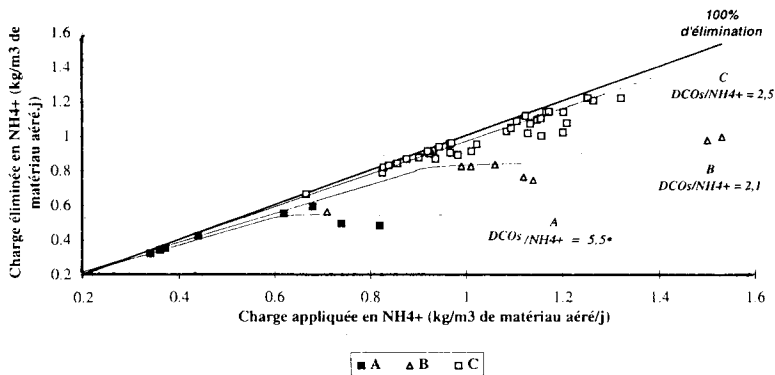
Le traitement d'effluent peu chargé en MES autorise des vitesses de passage importantes et le facteur limitant devient la perte de charge liée à l'hydraulique.

### Nitrification

Les principaux résultats donnent :

	Station A	Station B	Station C
<b>-Charge appliquée <math>N_K</math></b>	0,50	1,08	1,30
<b>Charge <math>NH_4^+</math></b>	0,36	0,94	1,04
<b><math>DCO_5/NH_4^+</math></b>	5,50	2,10	2,50
<b>Oxygène (<math>Nm^3</math> d'air/kg <math>NH_4^+</math> appliqué)</b>	576	140	200
<b>Rendement <math>NH_4^+</math></b>	98 %	81 %	95 %

Tableau 5 : Facteurs influençant la nitrification



(\*) : ratio calculé à l'entrée du filtre

**Figure 4 : Relation charge appliquée/charge éliminée en NH<sub>4</sub><sup>+</sup>**

La représentation graphique (figure 4) montre que la charge éliminée pour chaque biofiltre atteint une valeur limite différente en fonction du niveau de charge organique appliqué.

On retiendra :

- nitrification secondaire (Station A) : 0,55 à 0,6 kg NH<sub>4</sub><sup>+</sup> éliminé / m<sup>3</sup> de matériau aéré.j
- nitrification secondaire / tertiaire ( Station B) : 0,9 kg NH<sub>4</sub><sup>+</sup> éliminé / m<sup>3</sup> de matériau aéré.j
- nitrification tertiaire (Station C) : 1,2 kg NH<sub>4</sub><sup>+</sup> éliminé / m<sup>3</sup> de matériau aéré.j

Ces différences sont essentiellement liées à la quantité de carbone apportée pour la Station A, avec un ratio plus faible dans la partie nitrifiante lié à l'assimilation d'une partie du carbone organique par la dénitrification.

Les différences entre les stations B et C s'expliquent par une sous-oxygénation pour la station B.

#### **Dénitrification** : Cas de la station A - filtre Nit/DNIt

Il convient d'être prudent sur les données présentées, puisqu'elles sont issues d'un biofiltre à double fonction (nitrification - dénitrification en une seule étape), utilisant comme seule source carbonée la matière organique contenue dans l'effluent à traiter. Des cinétiques plus rapides et donc des charges éliminées plus importantes peuvent être obtenues par ajout de substrat carboné rapidement assimilable (post-dénitrification).

Sur une installation à deux étages, la charge applicable en NO<sub>3</sub><sup>-</sup> dépend du taux de recirculation et des concentrations de l'effluent à traiter.

Le rendement escompté implique un taux de recirculation qui doit être compatible avec l'hydraulique de l'installation. La charge éliminée en nitrates sera, par ailleurs, limitée par le carbone disponible.

Les principaux résultats sont :



	Observé	Dimensionnement
Charge appliquée (kg NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> /m <sup>3</sup> de matériau non-aéré/j)	0,7	0,7
Charge éliminée (kg NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> /m <sup>3</sup> de matériau non-aéré/j)	0,7	---
Rendement sur le biofiltre	68 %	75 %
Rendement sur l'étage dénitrifiant	100 %	---
DCO <sub>5</sub> /NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	8	---
Taux de recirculation	220 %	300 %

Tableau 6 : Résultats de dénitrification sur la station A

La dénitrification s'effectue par l'intermédiaire des bactéries hétérotrophes et en milieu réducteur. Les vitesses sont principalement fonction du carbone organique disponible, apprécié par la DCO soluble.

Sur l'installation A, la source carbonée est apportée par l'effluent issu du traitement primaire. La dénitrification optimale nécessite un ratio DCOs/NO<sub>3</sub><sup>-</sup> de 7,5 comme le montre le graphique suivant :

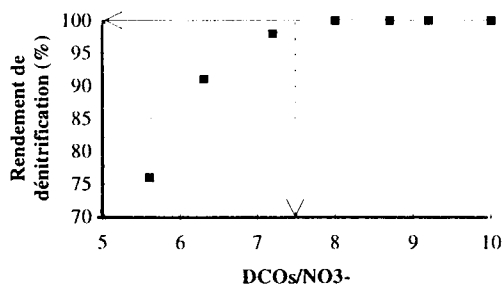


Figure 5 : Optimum de dénitrification du biofiltre

La quantité de carbone disponible (DCOs) détermine le flux de NO<sub>3</sub><sup>-</sup> à recirculer, et donc le taux de recirculation à appliquer.

## Autres données et principes d'exploitation

### Aération

Les apports d'oxygène doivent être suffisants pour nitrifier les composés azotés. Ils sont fonction :

- du rendement d'oxygénation de l'installation (fonction de la hauteur d'eau, ...),
- de la quantité de DCOs restant à oxyder,
- de la quantité d'azote à nitrifier.

Les bases de dimensionnement sont :

Apports en oxygène	Station A	Station B	Station C
Nm <sup>3</sup> d'air/kg NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> appliqué	260	210	150

Tableau 7 : Bases de dimensionnement de l'aération

Réalisée à partir de l'exploitation d'une partie des données représentatives d'un fonctionnement stable, la représentation graphique du rendement en NH<sub>4</sub><sup>+</sup> en fonction des apports en oxygène est la suivante :

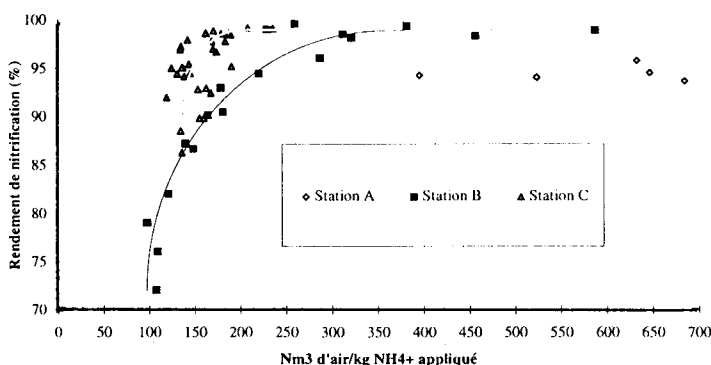


Figure 6 : Influence de l'aération sur le rendement de nitrification

L'analyse des données et des conditions de fonctionnement des installations (charges élevées en carbone, sur-oxygénation) révèle les valeurs minimales suivantes :

- station A : de l'ordre de 250 Nm<sup>3</sup> d'air / kg de NH<sub>4</sub><sup>+</sup> appliqué
- station B : de l'ordre de 200 Nm<sup>3</sup> d'air / kg de NH<sub>4</sub><sup>+</sup> appliqué
- station C : de l'ordre de 140 à 150 Nm<sup>3</sup> d'air / kg de NH<sub>4</sub><sup>+</sup> appliqué

### Lavages

La gestion des lavages est l'étape délicate et importante du process et demande une attention particulière de la part de l'exploitant.

Un lavage est constitué d'une succession de phases d'air et d'eau avec une vitesse et une durée données. On distingue généralement un pré-lavage, un lavage proprement dit et un rinçage.

Les lavages ordinaires sont déclenchés après une période fixe de filtration. La vitesse de colmatage du biofiltre dépend de nombreux paramètres et, en particulier :

- des charges appliquées en MES et DCO, ce dernier facteur étant peu important dans le cas de filtres nitrifiants ;
- de la vitesse hydraulique.

Le degré de colmatage peut être facilement observé grâce à la mise en place de mesures de perte de charge. Celles-ci permettent de déclencher un lavage lors du colmatage prématuré d'un filtre, mais aussi de vérifier l'efficacité d'un lavage par le retour à une perte de charge initiale.

La perte de charge globale est fonction :

- de la perte de charge *hydraulique*, due à la vitesse de filtration à travers le massif filtrant ;
- de la perte de charge liée à l'*ensemencement* du matériau-support ;
- de la perte de charge liée à l'*encrassement* du massif filtrant.

Lors des lavages, le principal facteur limitant, lié au dimensionnement, est le volume de la bache de stockage des eaux sales. En effet, le temps de vidange de cette bache conditionne le nombre de lavages journaliers possible.

Les quantités disponibles sont :

	Station A	Station B	Station C
m <sup>3</sup> d'eau/m <sup>3</sup> de matériau*	4	3,6	5,2

\* volume de la bache de stockage des eaux sales sur le volume en matériau d'un filtre

**Tableau 8 : Volume d'eau disponible pour les lavages (bases de dimensionnement)**

En nitrification tertiaire, le colmatage résulte principalement de la rétention des matières en suspension. Un lavage doit extraire la quantité de MES retenue dans la cellule pour permettre le retour à la perte de charge initiale. Il est nécessaire d'optimiser la quantité d'eau utilisée par le lavage, afin d'éviter une dilution des eaux sales qui alourdirait leur traitement.

Les investigations précises menées sur les cycles de lavage ont mis en évidence un certain nombre d'informations importantes :

- Un lavage est spécifique pour un traitement donné, voire une filière de traitement donnée.
- Un lavage est capable d'extraire une quantité maximale de matières en suspension, comme le montre l'exemple suivant :

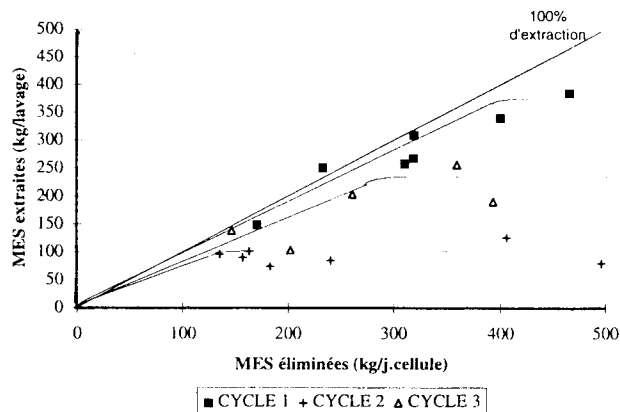


Figure 7 : MES extraites par un lavage en fonction des MES retenues dans le filtre

La durée de filtration ne doit pas permettre de retenir dans le massif un flux de MES supérieur à ce qui peut être extrait par une séquence de lavage.

Les cycles de lavage étudiés ont montré que :

- la durée du pré-lavage doit être importante (cependant, une attention particulière doit être portée aux risques d'expansion du massif entraînant des pertes de matériau).
- la vitesse de lavage influence son efficacité ainsi que la présence de phases simultanées air/eau.

Les quantités d'eau utilisées sont fonction du type de traitement et de l'optimisation des lavages.

	Station A	Station B	Station C
m <sup>3</sup> d'eau / m <sup>3</sup> de matériau	2,05	3,3	3
% d'eau de lavage / eau traitée	28 %	48 %	7%

Tableau 9 : Volume d'eau réellement utilisé pour les lavages

Les différences de pourcentage d'eau de lavage par rapport à l'eau traitée sont liées :

- pour la station A, à la sous-charge hydraulique
- pour la station B, à une surcharge en pollution carbonée et à une mauvaise optimisation du fonctionnement global de l'installation,
- pour la station C, à des vitesses de fonctionnement élevées (nitrification tertiaire).

Consommation énergétique

La consommation énergétique sur l'ensemble de la filière eau se répartit de la façon suivante :

	Station A	Station B	Station C
Relèvement	6 %	6 %	8 %
Premier étage	2 %	42 %	33 %
Biofiltre	92 %	52 %	59 %

Tableau 10 : Répartition de la consommation énergétique des stations

Les faibles pourcentages du poste aération sont occasionnés par un relèvement des eaux à traiter pour la station C et par la circulation des nitrates pour la station A.

Les consommations spécifiques sont les suivantes :

	Station A	Station B	Station C
kW/kg DCO <sub>s</sub> éliminé	2,8	2,03	8,25
kW/kg NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> éliminé	24	12,5	9,2

**Tableau 12 : Consommations spécifiques**

La station A présente des consommations spécifiques importantes dues à une mauvaise optimisation du poste aération. La comparaison des consommations spécifiques avec d'autres installations doit tenir compte du type de traitement.

## Conclusion

Les performances obtenues sur le traitement de l'azote par des Biostyrs sont correctes et confirment l'intérêt de la biofiltration dans ce type de traitement.

Des biofiltres, développés par d'autres constructeurs, seront prochainement étudiés par le Cemagref.

L'étude des trois installations permet de dégager les principales valeurs suivantes :

	Charges appliquées (kg de NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> / m <sup>3</sup> de matériau.j)	Vitesses (en m/h)
nitrification secondaire	0,7	3
nitrification tertiaire	1	6 à 8

**Tableau 13 : Conditions de fonctionnement**

Un certain nombre de paramètres influencent les performances de nitrification et en particulier :

- l'aération,
- la charge appliquée en carbone organique,
- d'autres paramètres comme le pH, le TAC et la température.

Ces derniers n'ont pas suffisamment varié durant les mesures pour pouvoir discerner leur incidence sur le rendement de nitrification.

La dénitrification a pu être étudiée sur une installation en pré-dénitrification où les performances dépendent de la quantité de carbone disponible apportée par l'effluent après traitement primaire. L'optimum de la dénitrification se situe pour un ratio DCO<sub>s</sub>/NO<sub>3</sub><sup>-</sup> supérieur à 7,5.

D'une façon générale, l'efficacité de la biofiltration est conditionnée par la qualité de l'exploitation, qui nécessite un personnel compétent et attentif.

## Bibliographie

DUCHENE, Ph. et CANLER, J-P. 1995. Utilisation optimale des stations d'épuration traitant, par temps de pluie, les effluents des réseaux unitaires. Colloque AGHTM - SHF "Maîtrise de l'assainissement par temps de pluie. De la théorie à la pratique." Créteil, 11 et 12 Octobre 1995, pp 133-146.

CANLER, J-P. et PERRET, J-M., 1994. Biological aerated filters : assessment of the process based on 12 sewage treatment plants. *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 29, n°10/11, pp. 13-22.

Ministère de L'Agriculture., Inter-Agences., Cemagref QEA Lyon., 1994. L'épuration par biofiltration. Synthèse des résultats de suivi de douze installations. Documentation technique FNDAE Hors série n°8, Juillet 94, 61 p.

Inter Agences., Cemagref QEA. Lyon, 1996. Etude du procédé Biostyr : nitrification - dénitrification. Etude n°46, 73 p. + annexes.

CANLER, J-P. et PERRET, J-M. 1995. Biofiltres : Atouts d'un dernier-né, le Biostyr. *Revue de l'Agence de l'Eau Adour Garonne* n°64, pp 16-20.

DURAND, C., 1996. Nitrification tertiaire par biofiltration. Etude des performances du Biostyr de la station d'épuration de Saint Fons. Mémoire de fin d'études ENGEES (Confidentiel), 103 pages + annexes.

CANLER, J-P. et PERRET, J-M. 1996. Etude de la station d'épuration de Cergy Pontoise (95) L. 185, septembre 96, 60 pages + annexes.

TOETTRUP, H., ROGALLA, F., VIDAL, A. and HARREMOES, P., 1993. The treatment trilogy of floating filters : From pilot to prototype to plant. 2<sup>ème</sup> Conf. Int. AGHTM - CFRP. "Les réacteurs à cultures fixées." Paris, 29 septembre - 1er octobre 1993, pp 51-60.

PUJOL, R., HAMON, M., KANDEL, X. et LEMMEL, H., 1993. Biofilters : Flexible, reliable biological reactors. 2<sup>ème</sup> Conf. Int. AGHTM - CFRP. "Les réacteurs à cultures fixées." Paris, 29 septembre - 1er octobre 1993, pp 69-76.

VEDRY, B., PAFFONI, C., GOUSAILLES, M. and BERNARD, C., 1993. Premiers mois de fonctionnement des prototypes de filtres Biofor et Biostyr à a station d'épuration d'Achères. 2<sup>ème</sup> Conf. Int. AGHTM - CFRP. "Les réacteurs à cultures fixées." Paris, 29 septembre - 1<sup>er</sup> octobre 1993, pp 77-88.

# Influence de la saison sur l'abattement de l'azote en lagunage naturel

*Seasonal influence in nitrogen removal in waste stabilization ponds*

**Yvan Racault**

*Cemagref, division Qualité des eaux*  
50 avenue de Verdun, BP 3, 33612 Cestas  
Tel. 05 57 89 08 00 - Fax 05 57 89 08 01

**Sylvie Schetrite**

*Cemagref, division Qualité des eaux*  
14 avenue de St Mandé, 75012 Paris  
Tel. 01 53 17 10 60 - Fax 01 43 43 81 09

Révisé le 11/09/96

**Résumé** - Les installations de lagunage naturel dimensionnées pour traiter le carbone éliminent une fraction importante de l'azote. Les mécanismes responsables de cet abattement sont discutés. Partant de données recueillies sur un échantillon représentatif d'installations françaises (600-700 EH) et de suivis détaillés de quelques sites sur un cycle annuel, l'aspect saisonnier de l'abattement en azote est présenté. Les meilleurs résultats sont obtenus au printemps et en été avec un abattement global pouvant dépasser 70 % et des concentrations en  $N-NH_4^+$  couramment dix fois inférieures à celles de la période hivernale.

**Abstract** - *Waste stabilization ponds designed for carbon removal are also able to remove an important fraction of nitrogen load. Biological processes involved in this nitrogen removal are discussed. Based on a survey of performances of french ponds (representative sample in the range 600-700 PE) and a set of data collected on year cycles, seasonal aspects of nitrogen removal are presented. The best results are obtained in spring and summer with a nitrogen load removal up to 70 % (possibly above) and concentrations frequently ten times lower than in winter.*

## Introduction

Le lagunage naturel est un procédé extensif de traitement des eaux usées fondé sur un écosystème constitué principalement d'algues microscopiques, de bactéries aérobies et anaérobies et d'une microfaune adaptée. Le rayonnement solaire est utilisé comme source énergétique pour la production de l'oxygène par photosynthèse par les algues microscopiques qui peuplent les bassins.

L'objectif assigné au procédé est d'abord l'élimination de la fraction carbonée de la matière organique présente dans les effluents ; cependant, on peut observer qu'une part importante de l'azote est transformée ou éliminée. Les activités biologiques intervenant en lagunage naturel sont dépendantes d'une série de paramètres extérieurs tels que l'ensoleillement, la température, le vent..., dont les variations ont un impact direct sur les réactions chimiques et biochimiques mises en jeu. Il en résulte une influence saisonnière marquée sur le devenir des nutriments, notamment sur l'azote dont l'abattement peut être important en période estivale.

Les réactions qui interviennent dans l'élimination de l'azote ne sont pas maîtrisées en lagunage naturel et les installations ne sont pas conçues pour délivrer un niveau précis de concentration en sortie.

L'objet de cette synthèse est de présenter les résultats observés sur l'azote à partir des nombreuses données accumulées sur le lagunage depuis une quinzaine d'années. Les performances obtenues sont mises en relation avec la saison, les caractéristiques de fonctionnement des installations et leur âge.

## **Mécanismes de l'élimination de l'azote**

En lagunage naturel, les processus intervenant dans l'élimination de l'azote sont complexes ; ils reposent sur le métabolisme des organismes présents dans le milieu et sur les conditions physico-chimiques rencontrées. Les principales causes d'abattement de l'azote ammoniacal sont généralement attribuées aux phénomènes suivants (Middlebrooks et al, 1982 ; Reed, 1985) :

- stripping de l'ammoniac gazeux dans l'atmosphère ;
- nitrification couplée à la dénitrification ;
- assimilation par les algues et les bactéries ;
- rétention de l'azote organique décantable dans les sédiments (relargage ultérieur d'une fraction importante en azote ammoniacal par digestion anaérobie).

La part relative d'élimination de l'azote représentée par chacun de ces mécanismes reste mal définie et peut varier en fonction de facteurs tels que la température, le pH, la charge organique, la charge en azote, la stratification, la quantité d'algues et le temps de séjour. Compte tenu de la complexité de l'écosystème et des longs temps de séjour dans les bassins, il est évident que tous les mécanismes évoqués précédemment interviennent simultanément. Il est cependant possible de détailler un peu plus ces mécanismes.

Le fait que l'on observe en sortie de lagunage de très faibles concentrations de nitrites et de nitrates suggère que la nitrification n'intervient que comme une étape intermédiaire (Reed S.C., 1985). De fait, les nitrates sont éliminés par dénitrification par des bactéries présentes dans le milieu, dans les zones anoxiques (tranche inférieure de la hauteur d'eau ou même dans les sédiments) et par assimilation par les algues. Dans ce dernier cas, l'azote est momentanément stocké sous forme organique ; il subira ultérieurement une ammonification et le cycle complexe pourra recommencer.

Santos (1985) relève les concentrations en nitrites les plus importantes en hiver et au printemps sur les bassins de lagunage facultatif et sur les bassins de maturation. Néanmoins, il n'est pas possible de définir plus précisément la part d'azote éliminée par la réaction de nitrification-dénitrification du fait du manque de travaux sur l'intensité de la dénitrification. En dehors de la période hivernale, la nitrification doit certainement avoir lieu puisque toutes les conditions sont réunies pour que les bactéries autotrophes se développent avec, pour seule limite, la quantité de substrat  $N-NH_4^+$  à nitrifier.

Une voie importante d'élimination de l'azote ammoniacal serait selon la littérature (Pano A. et al, 1982 ; Middlebrooks et al, 1982) la volatilisation sous forme de gaz ammoniacal. Le taux de gaz ammoniac transféré vers l'atmosphère dépend principalement du pH. En présence d'une



forte activité photosynthétique, les pH sont nettement basiques<sup>1</sup> et déplacent l'équilibre de l'équation  $\text{NH}_4^+ + \text{OH}^- \leftrightarrow \text{NH}_3 + \text{H}_2\text{O}$  vers l'ammoniac gazeux. Le modèle proposé par Middlebrooks et al. (1982), testé sur des installations pilotes au Brésil (Silva et al, 1995 ; Soares et al, 1996), a fourni un bon accord entre les valeurs expérimentales et les valeurs calibrées, dans le cas des bassins facultatifs et des deux premiers bassins de maturation.

La part d'azote utilisée par les algues reste limitée et ne dépasse pas 10 % de l'azote éliminé. La diminution de l'azote ammoniacal reste cependant liée à la concentration d'algues. Tous les paramètres qui peuvent affecter la biomasse algale (température, lumière,...) interviennent directement dans les mécanismes d'élimination de l'azote.

## Méthodologie d'acquisition des données

Les résultats présentés ci-après proviennent soit de données recueillies sur un lot important d'installations réparti sur le territoire national, soit du suivi régulier de quelques installations dans le cadre d'études approfondies.

On distingue ainsi trois sources de données distinctes correspondant aux travaux suivants :

- Une synthèse sur les performances du lagunage en France menée dans le cadre d'un groupe de travail regroupant les SATESE, le Cemagref, les Agences de l'Eau et l'ENSP. L'échantillon des lagunes comprend 178 installations sur lesquelles on dispose des résultats provenant de bilans 24 h avec mesure des flux à l'entrée et à la sortie. La taille moyenne des installations est de 600 EH (77 % de l'échantillon < 1000 EH), la filière étant constituée de trois bassins dans 60 % des cas et deux bassins pour les 35 % restants. La charge organique moyenne des installations est de 25 kg DBO/ha.j, soit 50 % de la charge nominale.
- Des études menées par le Cemagref sur l'origine des dysfonctionnements observés sur les bassins de lagunage naturel avec le suivi intensif (fréquence des prélèvements variant de 1 à 3 semaines sur 15 mois avec mesure d'une série de paramètres, dont les formes de l'azote et la chlorophylle).  
La première étude, réalisée en 1987-1988, concerne l'installation de Saint-Pierre-d'Aurillac (Gironde), lagune à trois bassins dimensionnée pour 1100 EH et recevant environ 45 % de sa charge organique nominale.  
La seconde étude, réalisée en 1991-1992 dans le département du Tarn-et-Garonne concerne trois installations d'une capacité allant de 400 à 1500 EH, comprenant chacune deux bassins, et recevant une charge organique correspondant à 60-70 % de leur valeur nominale.
- Le suivi à long terme de l'installation de Vauciennes (Oise) dans le cadre d'un programme d'étude sur le vieillissement des installations de lagunage naturel. Le site de Vauciennes a fait l'objet d'un suivi régulier d'octobre 1981 (soit 20 mois après sa mise en eau) à février 1996, avec un à deux bilans de 48 h par an. Les mesures sont effectuées chaque année à une période différente, ce qui conduit à une répartition homogène des données suivant les mois de l'année. Au cours d'un peu plus de 14 ans de suivi, la charge organique de l'installation est passée de 10 à 40 % de sa valeur nominale.

<sup>1</sup> En France, dans les lagunes, des pH supérieurs à 9 sont très fréquents au plus fort de l'activité photosynthétique et peuvent atteindre des valeurs supérieures à 10.

## Résultats et discussions

Le devenir de l'azote et les fluctuations saisonnières seront essentiellement abordés au travers du paramètre azote ammoniacal qui paraît le critère d'appréciation le plus représentatif. En tout état de cause, les concentrations et azote nitreux et nitrique sont très faibles, voire nulles la plupart du temps. De plus, pour nombre de bilans pris en compte, nous ne disposons pas de l'analyse des formes oxydées de l'azote ; il serait donc illusoire d'analyser les variations de concentration observées.

### Influence combinée de la charge organique et de la saison

A partir des données de l'échantillon des 178 lagunes réparties sur le territoire national, on observe sur les moyennes en azote ammoniacal des eaux traitées (calculées avec les concentrations) des différences marquées entre été (21 juin-21 septembre) et hiver (21 décembre - 21 mars). En été, la valeur moyenne de la concentration de  $N-NH_4^+$  est de 7.2 mg/l alors qu'elle atteint 20.8 mg/l en hiver. Automne et printemps présentent des moyennes presque identiques aux environs de 15 mg/l.

L'influence combinée de la charge organique appliquée et de la saison est traduite dans la figure 1. On y observe deux familles de points : en été, quelle que soit la charge organique appliquée, les concentrations en azote ammoniacal demeurent comprises dans une gamme 0-15 mg/l ; en hiver, on discerne une plus grande dispersion avec une tendance à l'accroissement des concentrations avec la charge appliquée. Cette observation est d'autant plus remarquable que, pour nombre d'autres paramètres, la dispersion des points ne permet la mise en évidence d'aucune relation avec la charge organique appliquée. L'abattement de l'azote en été apparaît donc indépendant de la charge organique appliquée, elle-même directement liée à la charge en azote.

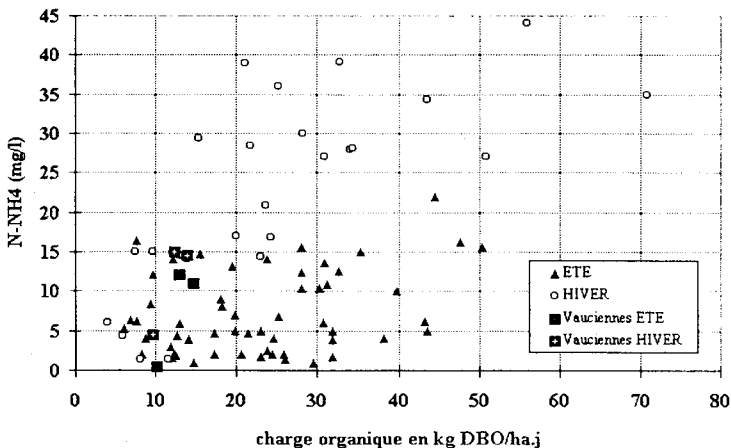


Figure 1 : Azote ammoniacal en sortie de lagunes naturelles en fonction de la charge organique appliquée (été et hiver)

## Evolution du taux d'azote ammoniacal au cours d'un cycle annuel

La figure 2 présente les résultats obtenus en Tarn-et-Garonne en sortie de deux installations de caractéristiques voisines en taille (400 et 500 EH) et en charges appliquées, soumises à des conditions climatiques analogues. Les températures moyennes de l'eau enregistrées sur l'ensemble du cycle sont reportées sur le même graphique.

On constate que les évolutions sont similaires avec un maximum en février et les valeurs les plus faibles sur la période juillet-septembre. La position décalée des minima peut s'expliquer en partie par une décroissance plus rapide de la population algale sur l'un des sites. On observera par ailleurs une corrélation évidente avec la température, même si l'abattement maximum n'intervient pas simultanément avec la pointe de température.

Le troisième site du Tarn-et-Garonne présente des évolutions saisonnières analogues aux deux cas précédents.

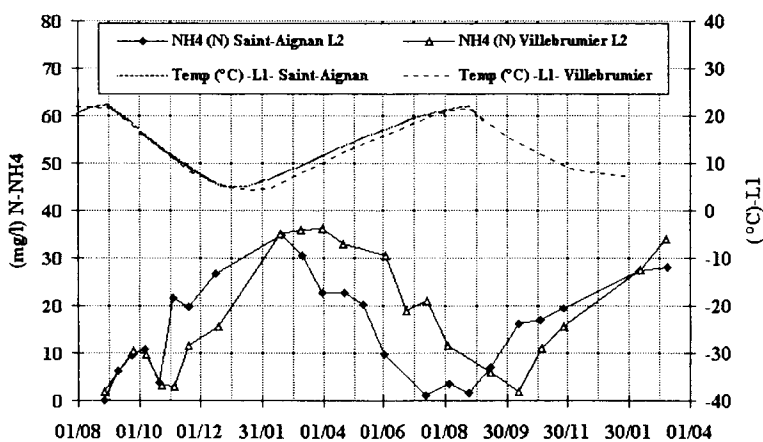


Figure 2 : Evolution comparée de l'azote ammoniacal en sortie de lagunes à deux bassins (St Aignan et Villebrumier en Tarn & Garonne)

Sur la lagune de Saint-Pierre-d'Aurillac, nous disposons de données sur un cycle annuel et sur chacun des trois bassins. L'évolution des concentrations en  $N-NH_4^+$  sur chacun des bassins est illustrée par la figure 3.

Le premier bassin présente assez peu de variations et l'effet saisonnier est peu perceptible. Ceci s'explique en partie par la présence de dysfonctionnements cycliques avec impact direct sur la biomasse algale. Des conditions de fonctionnement plus stables laisseraient probablement apparaître des fluctuations saisonnières visibles sur le premier bassin ainsi qu'on a pu l'observer sur d'autres installations.

On observe par contre une influence saisonnière très marquée sur les bassins 2 et 3 où la concentration en azote ammoniacal devient faible dès le mois d'avril et quasi nulle en période estivale. On notera également les remontées brutales dès le mois de septembre.

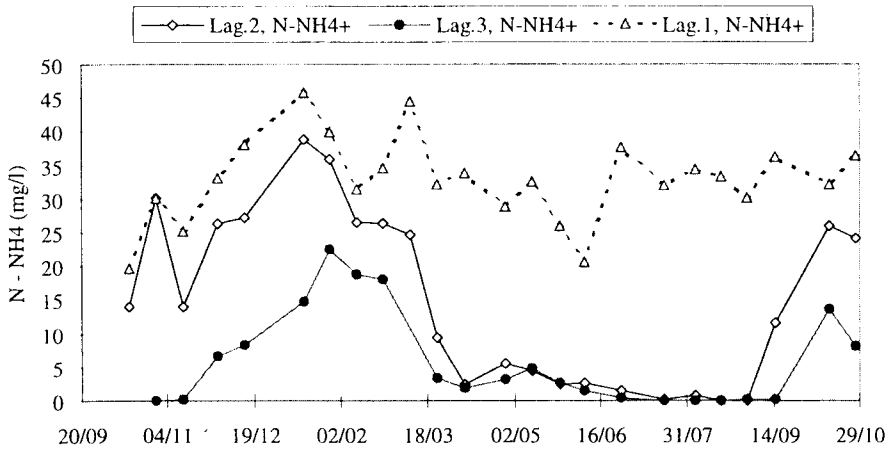


Figure 3 : Evolution comparée de l'azote ammoniacal sur les trois bassins de la lagune de St Pierre d'Aurillac

### Relation chlorophylle et azote ammoniacal

Même si la part d'azote assimilée par les algues demeure faible, les paramètres chlorophylle *a* et  $N-NH_4^+$  apparaissent liés comme l'illustre la figure 4 qui fournit les évolutions comparées sur un cycle annuel. L'augmentation de température favorise la croissance de la biomasse algale et, par voie de conséquence, conduit à des pH élevés déplaçant les équilibres chimiques vers l'ammoniac avec possibilité de volatilisation. Une forte production d'oxygène consécutive à la photosynthèse peut aussi favoriser la nitrification.

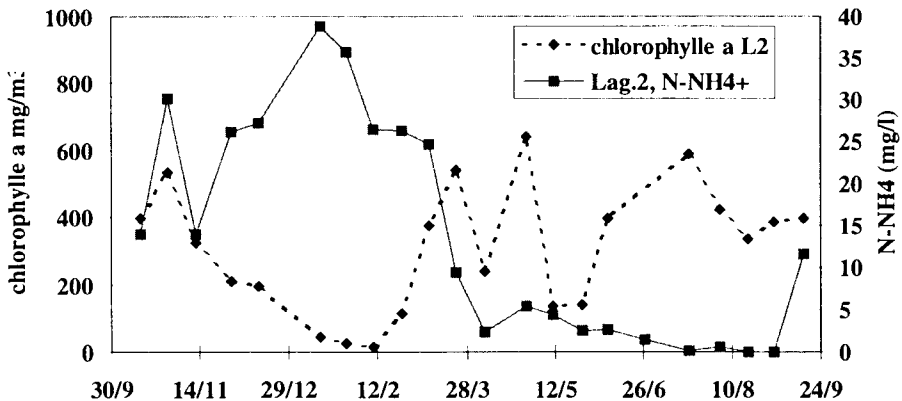


Figure 4 : Evolution comparée de la chlorophylle *a* et de  $N-NH_4$  sur le bassin 2 de la lagune de St Pierre d'Aurillac

Ainsi, les fortes croissances de plancton au printemps sont en correspondance avec une diminution rapide de l'azote ammoniacal. En été, la relation devient nettement moins évidente, les phénomènes d'élimination de l'azote devenant alors peu liés avec les algues et provenant d'origines diverses comme évoqué plus haut.

## Présence de lentilles d'eau

La couverture des bassins par des lentilles d'eau constitue une barrière à la pénétration de la lumière qui empêche la photosynthèse, et donc supprime rapidement la source d'oxygénation. En conséquence, les bassins deviennent anaérobies et l'azote est évacué principalement sous forme ammoniacale.

Les performances constatées sur des installations où l'on observe une couverture totale ou partielle de lentilles démontrent clairement la détérioration de la qualité des eaux traitées avec notamment l'augmentation des concentrations en azote ammoniacal.

Même si une part de l'azote est utilisée par les lentilles, l'abattement par cette voie demeure limité et ne devient significatif qu'avec une récolte régulière.

## Rendement d'élimination de l'azote

Comme il a été montré plus haut, les performances épuratoires sur l'azote en lagunage naturel sont très dépendantes de la saison. En raison des très longs temps de séjour en lagunage naturel, l'obtention d'un rendement précis est difficile à obtenir et est souvent critiquable. Néanmoins, en effectuant les calculs sur les flux pour tenir compte de la non-conservation des débits, l'abattement moyen en azote sur un cycle annuel se situe entre 60 et 70 % et peut dépasser 75 % en période estivale.

Afin de mesurer les effets combinés de l'augmentation progressive de la charge organique appliquée et du vieillissement d'une installation, les résultats du suivi du site de Vauciennes sur dix années sont présentés sur la figure 5. Les abattements en azote global ont été séparés en deux classes : période hivernale (novembre à avril) et période estivale (juin à novembre).

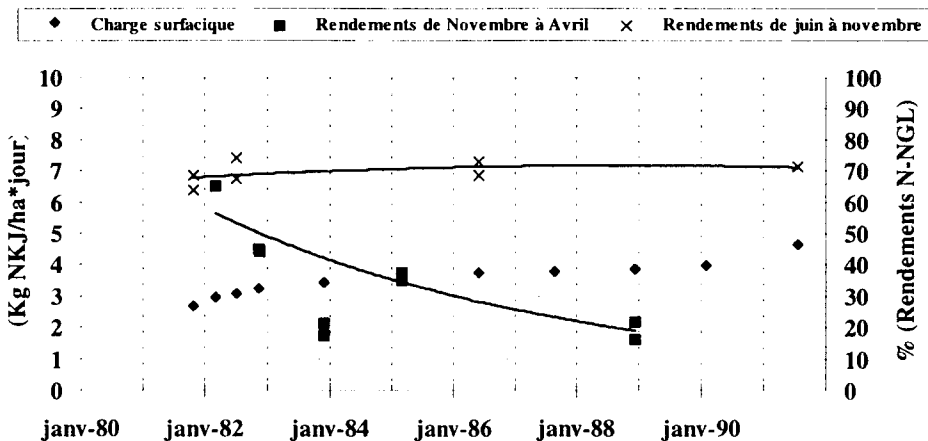


Figure 5 : Evolution sur 10 ans de la charge appliquée en Nkj et des rendements en azote global sur l'installation de Vauciennes

En été, l'abattement de l'azote se situe aux environs de 70 % avec très peu de variations liées à l'âge de l'installation. En hiver, les rendements sont nettement inférieurs et décroissent progressivement de 60 à 15 % au cours des années alors qu'une sensible augmentation des charges organiques admises intervient dans la décade considérée. Même si ces résultats sont

globalement en concordance avec les tendances relevées sur l'échantillon d'installations françaises présenté plus haut, les faibles valeurs de rendement observées en hiver à Vauciennes lors des dernières années laissent supposer que l'âge intervient pour partie dans le bilan d'élimination de l'azote (relargage de  $\text{N-NH}_4^+$  du sédiment).

## Conclusion

Le bilan des performances du lagunage naturel établi sur un échantillon représentatif des installations françaises (taille moyenne : 600-700 EH) montre que les abattements moyens s'établissent à 60-70 % pour un taux de charge organique moyen de 50 % et avec un âge d'installation d'environ quatre ans au moment des mesures.

En sortie de lagunage, l'azote se trouve principalement sous forme d'azote ammoniacal. L'azote organique particulaire, présent en petite quantité, est lié au rejet d'algues. On trouve généralement de très faibles concentrations sur les formes oxydées, nitrites et nitrates.

Les variations saisonnières sont très marquées et traduisent l'évolution d'un système biologique, soumis aux contraintes naturelles (ensoleillement, température notamment). Les écarts de concentration sur l'azote ammoniacal entre le maximum hivernal et le minimum estival atteignent couramment un facteur dix. Les écarts les plus marqués sont observés avec des eaux usées concentrées rencontrées dans les réseaux strictement séparatifs. Les abattements les plus significatifs interviennent dans les bassins où la charge organique est la plus faible, le bassin 2 et le bassin 3, l'action du bassin 1 étant plus variable et liée au maintien de son niveau d'oxygénation.

Plusieurs mécanismes biochimiques et chimiques agissent simultanément pour aboutir à l'élimination de l'azote dans les lagunes, mais leur part respective reste mal définie. La nitrification, par exemple, intervient, mais ne peut être quantifiée dans un bilan global, les nitrates étant réduits simultanément.

Le procédé de traitement par lagunage naturel conçu pour répondre à des objectifs de qualité correspondant au niveau *d* est aussi capable d'éliminer une fraction importante de l'azote. L'inconvénient des variations saisonnières d'abattement sur l'azote est en partie compensé par l'obtention des meilleures performances au moment de l'étiage lorsque les milieux récepteurs sont les plus sensibles. Comparé à d'autres filières adaptées aux petites collectivités (lits bactériens, lagunage aéré, disques biologiques,...), le lagunage naturel apportera donc souvent de meilleurs rendements sur l'azote.

## **Bibliographie**

SILVA S.A., de OLIVEIRA R., SOARES J., MARA D.D. and PEARSON H.W. (1995) Nitrogen removal in pond systems with different configurations and geometries - *Water Science and Technology* 31(12), pp. 321-330.

SOARES J., SILVA S.A., de OLIVEIRA R., ARANJO A.L.C., MARA D.D. and PEARSON H.W. (1996)- Ammonia removal in pilot-scale - WSP Complex in Northeast Brazil, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 33, n°7, pp. 165-171.

MIDDLEBROOKS E.J., MIDDLEBROOKS C.H., REYNOLDS H.H., WATTERS G.Z., REED S.D. and GEORGE D.B. (1982) *Wastewater stabilization lagoon design, performance and upgrading* - Macmillan Publishing Co, New York.

SANTOS M.C.R. and OLIVEIRA J.F.S. (1987) Nitrogen transformations and removal in waste stabilization ponds in Portugal : seasonal variations - *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 29 (12), pp. 123-130.

BOUTIN P., RACAULT Y. et DOUAT J. (1988) Variations saisonnières des concentrations et des flux dans un bassin de lagunage : liaison entre paramètres - *Trib. CEBEDEAU*, Vol. 41, n° 530, p. 13-25.

PANO A. and MIDDLEBROOKS E.J. (1985) Ammonia nitrogen removal in facultative wastewater stabilization ponds - *J. Water Pollut. Control. Fed.* Vol. 54, N° 4, pp. 344-351.

RACAULT Y., BOUTIN C. and SEGUIN A. (1985) Waste stabilization ponds in France : a report of fifteen years experience - *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 31, n°12, pp. 91-101.

RACAULT Y. et coll. (1994) Etude approfondie du fonctionnement de trois lagunes du département du Tarn et Garonne, recherche des causes de dysfonctionnement et remèdes possibles - *Cemagref Bordeaux*, Etude n° 68, 54 p. + annexes.

SCHETRITE S. et RACAULT Y. (1993) Purification by waste stabilization pond : influence of ageing on treatment quality and deposit thickness. *Wat.Sci.Tech.* Vol. 31, N°12, pp. 191-200.

SCHETRITE S. (1992) Etude synthétique du fonctionnement du lagunage naturel de Vauciennes (60), octobre 1981 à juillet 1991, 40 p.+ annexes.





# Efficacité des procédés rustiques vis-à-vis des composés azotés

## *Efficiency of rustic wastewater treatment systems for nitrogen removal*

Alain Lienard, Patrice Convert, Catherine Boutin

Cemagref, division Qualité de Eaux  
3 bis Quai Chauveau, CP 220, 69336 Lyon Cedex 09  
Tél. 04 72 20 87 34 - Fax 04 78 47 78 75

Révisé le 27/08/96

**Résumé** - Les procédés dits "rustiques" intéressent les collectivités rurales, car leur exploitation est simple et peut être réalisée en un temps réduit. Les systèmes alternatifs au lagunage naturel et répondant à ces critères sont des filières de traitement biologiques à cultures fixées sur supports fins. Ils fonctionnent toujours à très faibles charges organiques par unité de surface et se caractérisent, le plus souvent, par au moins deux massifs filtrants, alternativement alimentés, puis mis au repos pour une durée équivalente. En conditions normales de fonctionnement, ils sont capables d'assurer la nitrification de la majeure partie des composés azotés réduits. L'examen des concentrations respectives d'ammonium et de nitrates en sortie est même considéré comme un excellent indicateur de la « bonne santé » des dispositifs.

**Abstract** - "Rustic" wastewater treatment systems are well adapted for rural communities because their operation is simple and not time consuming. Alternatives to Waste Stabilization Ponds (WSP), which conform to the same criteria are systems which can be classified as attached growth cultures on fine media type. They are always designed for a low organic load per unit surface area and most of the time they consist of at least 2 filter media units alternately fed and put in resting for the same duration of time. In normal functioning, they are able to nitrify most of the reduced nitrogen compounds. Ammonia and nitrates outlet concentrations can be considered as an excellent indicator of the « good health » of the filters.

## **Qu'est-ce qu'un procédé rustique ?**

La capacité financière des petites collectivités à investir dans des systèmes d'épuration, mais surtout à assurer la rémunération de la main-d'œuvre indispensable à leur bon fonctionnement est limitée. De ce fait, la solution technique présentant, à performance égale, les contraintes d'exploitation les plus faibles et les plus simples, est la meilleure.

La rusticité d'une filière d'épuration s'entend essentiellement comme la possibilité, pour un personnel :

- peu qualifié (sans spécialisation particulière, mais néanmoins motivé et capable de comprendre les principes généraux de fonctionnement du procédé dont il a la charge) ;
- de l'exploiter en un temps réduit (de l'ordre de 300 heures par an pour une station d'environ 500 équivalents habitants et de 400 heures pour une 1000 équivalents habitants).

Il est difficile de hiérarchiser les critères qui témoignent du niveau de rusticité d'une installation ; nous en citerons deux essentiels :

- **l'absence d'élément électromécanique**, en dehors de pompes de relèvement parfois indispensables pour aborder la filière de traitement, une installation conçue pour fonctionner sans énergie électrique est un gage de simplicité d'exploitation et de maintenance ;
- **un fonctionnement à très faible charge**, indispensable au maintien d'une forte capacité tampon permettant de s'adapter à des à-coups de charges non prévus.

Le lagunage naturel, aujourd'hui répandu à près de 2 500 exemplaires parmi les collectivités inférieures à 2 000 Equivalents Habitants (EH), répond de manière idéale à ces deux critères. Néanmoins, le lagunage ne donne pas satisfaction dans tous les cas, notamment lorsque le rejet s'effectue dans un petit cours d'eau pour lequel un niveau "d" n'est pas suffisant. En été et en situation d'étiage, il se peut que des concentrations élevées d'algues affectent sa qualité. Par ailleurs, le coût de réalisation des digues (dont le profil est indépendant de la taille des bassins) devient rapidement prohibitif, surtout si le terrain en place n'est pas suffisamment argileux pour garantir au moindre coût une bonne étanchéité des ouvrages dont l'emprise au sol est élevé.

Pour toutes ces raisons, de nouvelles techniques, tentant de répondre plus ou moins parfaitement aux critères énoncés précédemment, sont apparues depuis une petite dizaine d'années.

La plus connue est la technique appelée « infiltration percolation » sur sable, largement décrite par les Agences de l'eau (1993).

Il s'agit en fait de processus ou mécanismes qui, par extension plus ou moins bien appropriée, sont devenus la dénomination usuelle d'une filière qui consiste en une filtration sur un massif de sable à l'air libre dans lequel s'est développée une biomasse épuratrice (il est également vrai que la filtration sur sable est utilisée, dans des conditions différentes, en traitement d'eau potable ou en traitement tertiaire d'épuration).

En assainissement collectif, d'autres systèmes, également basés sur le concept de « filtration » et surtout « percolation » sur un milieu granulaire (rapporté ou en place), existent et peuvent aussi constituer des solutions alternatives au lagunage naturel. Certains ont leur massif filtrant directement en contact avec l'atmosphère comme les filtres plantés de roseaux, d'autres sont au contraire enterrés et constituent des systèmes plus ou moins apparentés à l'épandage souterrain, largement utilisé en assainissement individuel, aujourd'hui dénommé assainissement non collectif.

Ils sont dénommés : épandage souterrain collectif, épandage souterrain sous pression, filtres à sable verticaux, tertres filtrants,....

## **Typologie et principes généraux de fonctionnement des procédés**

Avant d'aborder les performances des procédés rustiques, il n'est pas inutile de les situer parmi l'ensemble des systèmes. La classification proposée, ici, s'appuie sur des principes généraux de fonctionnement, largement connus des spécialistes.

L'eau usée, ayant subi une décantation préalable (sauf pour les "filtres plantés de roseaux"), ruisselle sur le massif filtrant. Au cours de son cheminement pendant un temps variable (d'ailleurs souvent en relation avec le niveau de performances, notamment en matière

d'élimination des germes pathogènes), elle se trouve au contact de la biomasse qui y puise l'énergie et les sels minéraux nécessaires à son développement (croissance et reproduction).

Pour cette raison, il s'agit de filières de « **traitement biologique à cultures fixées** dans lesquels la biomasse (bactéries et leurs prédateurs, formant une chaîne dont la complexité est, la plupart du temps, inversement proportionnelle à la charge polluante appliquée par unité de volume), est accrochée **sur supports fins** :

- en place (sols présentant les caractéristiques adéquates),
- ou, le plus souvent, rapportés (sables, graviers).

Les bactéries en jeu sont souvent aérobies facultatives, c'est-à-dire qu'elles peuvent très bien adapter leur métabolisme à la présence ou à l'absence d'oxygène. Toutefois, dans ce dernier cas, les produits issus de la dégradation de la matière organique sont différents et ne permettent pas d'atteindre des niveaux de qualité de l'eau épurée compatibles avec la préservation des milieux naturels.

En définitive, on peut considérer que les divers procédés présentés ci-après se rattachent à des **systèmes biologiques aérobies à cultures fixées sur supports fins**.

## **Quelles sont les procédures de fonctionnement importantes pour ces systèmes ?**

### **Alternance de périodes d'alimentation et de repos**

La faible granulométrie des constituants du massif filtrant ne permet pas une circulation de l'air par ventilation naturelle dans les interstices du milieu granulaire, le renouvellement de l'oxygène est donc sous la dépendance de phénomènes de diffusion entre les molécules de gaz présents dans le massif et l'atmosphère (des concentrations différentes entre les gaz de ces deux milieux tendent naturellement à s'équilibrer par diffusion moléculaire). Pour autant qu'il n'y ait pas d'obstacle séparant l'atmosphère et le massif filtrant, la zone la plus accessible à l'air atmosphérique est évidemment la couche superficielle du support granulaire (plage d'infiltration). C'est ainsi qu'une mince pellicule d'eau persistant sur la plage d'infiltration, induisant aussi une saturation d'eau des interstices des couches immédiatement sous-jacentes, fait complètement obstacle à la réoxygénation par diffusion moléculaire gazeuse.

Des expériences menées sur colonnes expérimentales (Guilloteau et al., 1993a) ont aussi montré qu'un apport important de matières en suspension, se traduisant par un dépôt organique de quelques millimètres sur la plage d'infiltration, pouvait considérablement affecter l'oxygénation du massif filtrant.

En outre et dans le meilleur des cas, l'oxygénation s'opère à partir de "poches bien aérées", résultant de la mise à l'air de la plage d'infiltration et, le cas échéant, de la couche drainante (voire de niveaux intermédiaires) via des cheminées d'aération simplement reliées à l'atmosphère. Ces poches constituent les réserves sans cesse réalimentées du processus de diffusion qui se répand progressivement de proche en proche.

Dans ces conditions, la succession de phases d'alimentation suivies, pour une durée au moins équivalente de phases de repos autorisant le ressuyage de la plage d'infiltration, le séchage et craquellement des dépôts organiques susceptibles de faire écran, est fondamentale.

Dans la pratique, compte tenu des difficultés à obtenir de tels processus en hiver, on considère qu'une période de repos égale au double de la période d'alimentation offre une marge de sécurité convenable. Cela se traduit donc nécessairement par des installations constituées de trois massifs filtrants en parallèle dont un seul est alimenté et deux sont en repos.

## **Apport de très faibles charges polluantes**

Le développement de la biomasse épuratoire ne doit pas être excessif, afin de ne pas combler les interstices intergranulaires et provoquer un colmatage biologique par engorgement du système qui irait à l'encontre des phénomènes de diffusion mentionnés. Comme l'extraction de cette biomasse ne peut aisément être assurée (ce qui enlèverait tout caractère de rusticité en raison des contraintes d'exploitation fortes induites), il convient de limiter son développement en la plaçant en situation de disette.

Outre le fait que les charges polluantes apportées par unité de surface (plus que de volume, car l'activité épuratoire n'est pas uniformément répartie sur toute la hauteur du massif filtrant) soient limitantes, on peut aussi penser que l'alternance périodes d'alimentation et de repos contribue fortement à la régulation de la biomasse. Peu de travaux fondamentaux ont été menés sur la mise en évidence de tels phénomènes, mais il est vraisemblable qu'au cours de la période de repos, les bactéries doivent en premier lieu consommer les réserves accumulées pendant la période d'alimentation, puis la nourriture se raréfiant, des processus de compétition et prédation doivent entrer en jeu. Si les conditions atmosphériques autorisent une déshydratation, puis un séchage des liquides de constitution, on conçoit que la fraction résiduelle qui persiste se maintienne à un niveau compatible avec la fiabilité du système.

Cependant, il ne faut pas qu'à l'issue de la phase de repos, toute la biomasse ait disparu pour que les processus épuratoires reprennent sans tarder dès la première alimentation. C'est particulièrement dans ce domaine qu'apparaît la carence en études fondamentales pour optimiser la durée de la période de repos en liaison avec la charge apportée pendant la période d'alimentation.

Sur la base d'observations et approximations empiriques, on peut aujourd'hui recommander pour des installations à trois massifs filtrants en parallèle, que l'on voudrait pousser au mieux de leurs possibilités sans mettre en péril leur fonctionnement, un changement de massif alimenté deux fois par semaine. En d'autres termes, cela veut aussi dire qu'après 3 ou 4 jours d'alimentation (une semaine n'étant pas aisément divisible en deux parts égales), le filtre en service sera mis au repos pour une période double, soit 7 jours.

## **Alimentation par bûchées ou syncopée**

La charge polluante doit être répartie au mieux sur le massif filtrant pour tirer parti au maximum de ses capacités et éviter que des zones ne soient placées en état de surcharge alors que d'autres seraient au contraire sous-alimentées.

En dehors de systèmes de distribution plus ou moins sophistiqués s'apparentant à l'aspersion et à une alimentation sous une pression adéquate par pompes (sprinklers comparables à ceux des lits bactériens, pivots d'irrigation,...), un des moyens les plus simples de distribuer l'eau est de la répartir au moyen d'une goulotte à débordement ou de procéder à une alimentation en plusieurs points judicieusement disposés sur la plage d'infiltration.

Cependant, même de tels systèmes simples nécessitent, pour fonctionner correctement, d'être alimentés à fort débit et sous une pression d'au moins quelques centimètres d'eau.

C'est la raison pour laquelle il convient de stocker l'eau pendant un certain temps et de la délivrer ensuite à débit adéquat dans le matériel de répartition. Si la topographie le permet, l'opération peut être réalisée par un siphon autoamorçant en utilisant l'énergie potentielle du liquide.

Des valeurs de débit unitaire de l'ordre de  $0.6 \text{ à } 1.4 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1} \text{ m}^{-2}$  de massif alimenté ont été citées (Agences de l'eau, 1993) comme indispensables en fonction de la vitesse d'infiltration dans le massif filtrant avec les systèmes simples mentionnés ici.

L'alimentation syncopée peut aussi stimuler les échanges gazeux entre l'atmosphère et le massif filtrant si la plage d'alimentation est dénoyée entre deux bâchées. La migration du flux liquide dans le milieu granulaire non saturé crée en effet des mouvements convectifs de gaz dont il est cependant difficile de discerner l'influence sur l'oxygénation du massif au regard des échanges liés à la diffusion.

## **Résultats obtenus sur quelques installations types vis-à-vis des composés azotés**

Nota : Compte tenu de l'important effort d'investigation réalisé sur l'infiltration percolation sur sable dans le cadre de l'étude Inter Agences, complété ensuite par des observations sur colonnes expérimentales (Guilloteau et al., 1993a), la présentation des résultats et surtout leur interprétation et discussion sera plus appuyée pour ce procédé. Il s'agit également, parmi les autres procédés biologiques à cultures fixées aérobies sur supports fins, de celui qui connaît à ce jour la diffusion la plus large. De plus, les mécanismes épuratoires, et tout particulièrement ceux afférents aux composés azotés, sont peu ou prou identiques.

### **Lits « d'infiltration percolation » sur sable**

L'eau usée, ayant subi une décantation préalable pour en éliminer la fraction décantable des matières en suspension, est envoyée sur un massif filtrant scindé en plusieurs unités, constitué de sables en place ou rapportés par un système de distribution à l'air libre et donc accessible.

Le massif filtrant peut être drainé si la récupération de l'effluent est souhaitée pour une évacuation dans un exutoire superficiel. Son usage est néanmoins fréquent pour assurer simultanément l'épuration et la dispersion dans le sol de régions calcaires ou de sables littoraux, par exemple.

L'infiltration percolation est utilisée en traitement secondaire (ex. niveaux de rejet recherchés 'e', 'NK1', voire 'e', 'NK2'), la taille des stations ne dépasse pas 4 000 EH. En traitement tertiaire, à l'aval d'une station d'épuration classique, on peut rencontrer des installations de 10 000 à 50 000 EH, dont l'objectif principal est la décontamination bactérienne. Une étude de l'Agence de l'eau Seine-Normandie (1994) dénombrerait plus de cent sites en France.

Les résultats sont issus du site de Saint-Symphorien-de-Lay (42), étudié au cours de la période 1989-1990 pour les besoins de l'étude Inter Agences (Cemagref Lyon, 1991) et le début d'un travail de thèse (Guilloteau et al., 1993b).

### **Description sommaire du site**

La filière de traitement, desservant une population estimée à environ 500 EH, est constituée de :

- deux lagunes de décantation de 3 à 4 jours de temps de rétention hydraulique théorique, fonctionnant en alternance tous les 6 mois, assurant la décantation primaire de l'eau usée ;
- deux lits d'infiltration drainés d'environ  $220 \text{ m}^2$  chacun avec une hauteur de sable de 1.7 mètre. L'eau usée décantée est répartie au moyen d'une goulotte de distribution à débordement disposée au centre des lits et alimentée par un siphon auto-amorçant installé après une première série de mesures où l'installation était alimentée au fil de l'eau. Par temps sec, le lit alimenté reçoit approximativement quatre bâchées par jour, d'une hauteur virtuelle de 10 cm chacune. Le dimensionnement des lits est donc proche de  $1 \text{ m}^2$  par EH.

## Résultats

En terme de rendements, calculés à partir de concentrations d'échantillons moyens journaliers, le tableau 1 révèle une considérable amélioration des performances sur tous les paramètres.

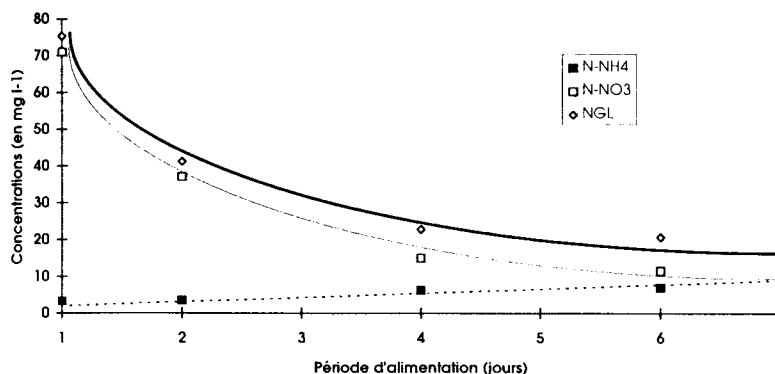
	DCO	MES	N-NK	NGL	P-PT
	en % sur les charges journalières entrée-sortie lit				
<b>Avant bâchées</b> 5 <sup>e</sup> jour d'alim.	62	55	24	10	10
<b>Après bâchées</b> 6 <sup>e</sup> jour d'alim.	85	85	85	71	76

**Tableau 1 : Comparaison des rendements avant et après installation de l'alimentation par bâchées**

Pour ce qui concerne l'azote, on constate un accroissement très sensible de la nitrification lié à l'amélioration de la réoxygénation du massif filtrant ainsi qu'à l'utilisation d'une partie plus importante de la surface et partant du volume utile du massif filtrant.

Le rendement en azote total n'est pas très significatif étant donné qu'il peut être négatif le premier jour et augmenter progressivement au cours de la période d'alimentation. L'évolution des concentrations en sels ammoniacaux et nitrates au cours d'une période d'alimentation explique ce phénomène.

La mesure des concentrations sur les échantillons moyens journaliers à divers moments d'une période d'alimentation a permis d'établir les courbes de la figure 1.



**Figure 1 : Evolution des concentrations en sels ammoniacaux et nitrates en sortie d'un lit d'infiltration au cours d'une période d'alimentation de 7 jours**

Le premier jour, la concentration de nitrates (exprimés en N) dans l'effluent atteint environ 70 mg l<sup>-1</sup>, soit une concentration près de deux fois supérieure à celle de la teneur en N Kjeldahl de l'eau usée arrivant sur le lit. Des échantillons ponctuels prélevés à la sortie de la première bâchée, lors de plusieurs campagnes de mesure, ont révélé des teneurs en N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> variant de 85 à 100 mg l<sup>-1</sup>.

Parallèlement, sur l'échantillon moyen du premier jour, on note que la concentration en sels ammoniacaux s'établit à environ  $3 \text{ mg l}^{-1}$ , ce qui signifie que la quasi-totalité de l'azote réduit introduit dans le lit d'infiltration (concentrations en sels ammoniacaux évoluant entre 38 et  $46 \text{ mg l}^{-1}$  sur la semaine) est oxydée. Néanmoins, les teneurs de l'effluent en sels ammoniacaux s'accroissent très légèrement au cours de la semaine pour terminer à près de  $7 \text{ mg l}^{-1}$  le sixième jour, alors que, conjointement, l'effluent ne contient guère plus de  $10 \text{ mg l}^{-1}$  de nitrates au même moment.

### **Interprétation - discussion**

En premier lieu, les importantes concentrations en nitrates au début d'une période d'alimentation résultent de leur lessivage. En effet, à l'instar de ce qui se passe dans les sols et est souvent considéré comme la cause de l'enrichissement des nappes, voire de cours d'eau, les nitrates ne sont pas retenus par le massif filtrant.

Ces nitrates se sont formés en partie au cours de la période de repos et proviennent de l'oxydation des sels ammoniacaux partiellement retenus sur des sites d'adsorption propres au massif granulaire et au biofilm.

Guilloteau (1993b), reprenant les conclusions de publications antérieures (Uradnisheck et al., 1979), estime que la nitrification est liée à la capacité d'adsorption des ions ammonium, elle-même sous l'influence directe de la Capacité d'Echange Cationique (CEC) du support et, en particulier, de sa minéralogie et de sa teneur en matière organique.

La CEC du sable à Saint-Symphorien-de-Lay, au moment des mesures, était comprise entre 28 et  $34 \text{ meq kg}^{-1}$  (Esser, 1989), soit une valeur tout à fait comparable à celle du sable utilisé par Uradnisheck et al. (1979) faisant état de  $30 \text{ meq kg}^{-1}$ .

Quels que soient les processus en jeu dans l'adsorption des sels ammoniacaux, on note qu'il est essentiel que le massif soit correctement oxygéné et, par conséquent, ressuyé au cours de la période de repos pour que la nitrification puisse intervenir.

Parallèlement à cette nitrification différée, il est vraisemblable qu'une "nitrification directe" des sels ammoniacaux qui traversent le massif filtrant, puisse aussi se produire si :

- d'une part, le temps de contact entre l'effluent et la biomasse est suffisant ;
- et, d'autre part, les cultures nitrifiantes installées se trouvent dans des conditions optimales d'oxygénation (Liénard et al., 1995).

La baisse sensible des nitrates est vraisemblablement due à la conjonction de plusieurs facteurs sans qu'il soit possible de déterminer l'incidence précise de chacun d'eux :

- l'adsorption progressive, mais incomplète, de ces sels ammoniacaux, au fur et à mesure que se libèrent des sites consécutivement au relargage des nitrates et d'autres ions (phosphates, notamment) ;
- une chute de la nitrification au fur et à mesure que s'épuise le stock d'oxygène dans le massif filtrant, dont pourrait témoigner la légère croissance des concentrations en sels ammoniacaux.

On comprend, à l'examen des tendances schématisées par les courbes, que l'alternance s'impose à l'issue d'une semaine de service, sous risque de voir les performances se dégrader sensiblement.

Paradoxalement et en liaison avec les observations précédentes, c'est vers la fin de la période d'alimentation que les performances en azote global sont les meilleures. Au début de l'alimentation, les flux d'azote global rejetés sont en effet supérieurs aux quantités introduites, puis au fur et à mesure que les concentrations de nitrates baissent, l'abattement en NGL croît. Un bilan en charge est donc impossible à réaliser s'il n'intègre pas au moins la totalité d'une

période d'alimentation de surcroît, non perturbée dans un passé proche par des dysfonctionnements du traitement primaire ou des variations importantes de la qualité de l'influent, par exemple.

D'une manière générale, il est nettement plus difficile encore sur ce type de systèmes de « boucler » un bilan azote, sachant que le déficit entrée-sortie, souvent attribué à la dénitrification, est ici impossible à quantifier.

Il est néanmoins vraisemblable qu'une part du flux d'azote traité sur une période d'alimentation puisse être dénitrifié lorsque l'oxygène se raréfie en divers endroits du massif filtrant. On a, en effet, pu noter qu'en masse, le flux d'azote sortant par rapport à celui entrant sur la semaine complète d'alimentation, était inférieur d'environ 30 %. Il n'est en revanche pas aisé de déterminer la source de carbone utilisable par les bactéries dénitrifiantes hétérotrophes, lorsque l'on sait que 80 % de la DCO est éliminée dans les quinze premiers centimètres du massif filtrant (Guilloteau et al., 1993a).

La qualité générale de l'effluent épuré a, au cours des six campagnes postérieures à l'installation de l'alimentation par bâchées, été comprise :

- entre 40 à 85 mg l<sup>-1</sup> en DCO,
- 5 à 25 mg l<sup>-1</sup> en MES,
- 4 à 12 mg l<sup>-1</sup> en azote Kjeldahl, mais les concentrations moyennes en nitrates ont évolué 11 et 71 mg l<sup>-1</sup> exprimés sous forme élémentaire.

Nonobstant ces performances enviables obtenues sur les deux lits d'infiltration de Saint-Symphorien-de-Lay, les recommandations conceptuelles tirées des études menées en France sur l'infiltration percolation en traitement secondaire avec des dispositifs de répartition non sophistiqués sont actuellement les suivantes :

- trois lits de 0.5 m<sup>2</sup> de surface unitaire, garnis de 0.8 à 1 mètre de sable dont le d<sub>10</sub> ne devrait pas être inférieur à 0.2 mm et avec un Coefficient d'Uniformité (C.U = d<sub>60</sub>/d<sub>10</sub>) ≤ 5.

Ce passage à trois lits, pour une surface totale de 1.5 m<sup>2</sup>/EH (un lit alimenté et deux au repos), est réputé suffisant pour garantir un fonctionnement fiable, notamment en conditions hivernales où le ressuyage est souvent problématique.

### **Filtres plantés de roseaux**

Il s'agit d'un procédé mis au point par le Cemagref, à partir d'un modèle d'origine allemande conçu par le Dr. Seidel dont quelques unités ont été implantées en France au cours des années 70-80.

Après diverses modifications visant à simplifier la filière et fiabiliser son fonctionnement, son développement a été confié à un bureau d'études privé SINT (Société d'Ingénierie Nature et Technique) dans le cadre d'un contrat de transfert de savoir-faire. La caractéristique principale des "Filtres Plantés de Roseaux" réside dans le fait qu'ils peuvent être alimentés directement avec des eaux usées brutes sans décantation préalable. Ceci évite aux communes d'avoir à gérer des boues primaires dont la destination est souvent problématique en raison de leur faible intérêt agronomique et de leur stabilisation souvent imparfaite pour être attractive vis-à-vis d'exploitants agricoles.

Les résultats présentés ici ont été obtenus sur la station de Montromand (69), commune dans laquelle la SINT a installé son siège social, au cours d'une campagne de mesures réalisée en février 1996.



## Description sommaire du site et conditions de mesures

La station de Montromand, conçue pour traiter la pollution de 200 habitants, a été mise en service fin 1994. Elle est alimentée par un réseau de type unitaire, comportant 56 branchements.

La déclivité naturelle du terrain sur lequel est implantée la station autorise une alimentation gravitaire par siphons autoamorçants (brevet SINT) qui évite tout recours à l'énergie électrique et simplifie le travail d'exploitation.

La figure 2 présente le schéma de principe de la station et des informations sur les charges nominales et surfaces utilisées.

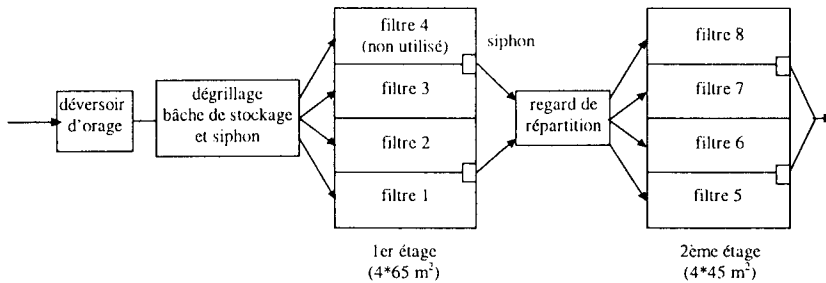


Figure 2 : Schéma de principe de la station de Montromand (69)

Au premier étage, les filtres sont constitués de gravier, seuls trois d'entre eux sont en service pour augmenter la charge appliquée. Ceux du second étage, ayant pour vocation de compléter le traitement, sont composés de couches superposées de sable et gravier. Dans tous les cas, ces granulats sont disposés sur une couche drainante mise à l'air.

La campagne de mesures de février 96 s'est déroulée après 15 mois de fonctionnement englobant deux hivers, pendant une durée continue de 48 heures et par des températures extérieures oscillant entre - 8,5 °C et + 6,5 °C.

La station a reçu pendant les deux jours de mesures un débit identique approchant 29 m<sup>3</sup>/j, soit une charge hydraulique légèrement supérieure à ses capacités (115 %). En charge organique, la moyenne s'établit à 14 kg de DCO, ce qui représente environ 70 % de la capacité nominale pour sept filtres en service.

## Résultats

Les résultats concernant l'azote sont rassemblés dans le tableau 2. La concentration initiale de 2,85 mg l<sup>-1</sup> en nitrates s'explique par l'introduction non négligeable d'eaux parasites (de l'ordre de 50 % des apports). Les concentrations en nitrites mesurées sont toujours inférieures à 0,5 mg/l.

Le premier étage conduit à une élimination de 50 % de l'azote Kjeldhal (calculée à partir des concentrations). L'azote organique est presque complètement ammonifié et des nitrates apparaissent en légère quantité, mais leur concentration a normalement tendance à décroître au fur et à mesure du déroulement de la période d'alimentation qui est de 3.5 jours pour les filtres du premier étage (changement de vannes deux fois par semaine).

Les pertes en azote global apparaissent légèrement supérieures à 40 %, ce qui représente une valeur inhabituelle.

	Effluent brut		Sortie 1 <sup>er</sup> étage		Sortie 2 <sup>e</sup> étage	
	1 <sup>er</sup> jour	2 <sup>e</sup> jour	1 <sup>er</sup> jour d'alim. Filtre 1	2 <sup>e</sup> jour d'alim. Filtre 1	Fin d'alim. Filtre 7	Début d'alim. Filtres 5 et 6
<b>N-NK</b>	37.5	48.2	15.5 (58 %)*	25.2 (47 %)*	10.8 (30 %)*	9.7 (61 %)*
<b>N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup></b>	21.0	30.9	13	23.4	8.1	6.75
<b>N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup></b>	2.85	2.85	7.15	4.4	10.3	19.5
<b>NGL</b>	40.65	51.25	23.15 (43 %)*	30 (41 %)*	21.4 (7 %)*	29.45 (0 %)*
<b>DGO*</b>	536	841	150 (72 %)	240 (71 %)	108 (28%)	100 (58 %)

\* DGO = Demande Globale en Oxygène = DCO<sub>b</sub> + 4.5 N-NK

**Tableau 2 : Evolution des composés azotés au cours du traitement  
[concentrations en mg l<sup>-1</sup>, rendements (%)]**

Deux hypothèses sont envisageables pour expliquer cet état de fait en plus du prélèvement normal par la biomasse :

- une rétention assez forte d'azote organique, lié aux matières en suspension retenues sur la plage d'infiltration des filtres dont la minéralisation est incomplète en raison d'une moindre activité bactérienne en saison froide. Cela explique également la progression de la hauteur des dépôts en hiver alors qu'ils se résorbent partiellement en été, comme cela a pu être constaté sur la station de Gensac-la-Pallue (16) après neuf ans de service des filtres du premier étage (Boutin et al., 1995) ;
- en présence d'un résiduel de matière organique (DCO voisine de 100 mg l<sup>-1</sup> essentiellement sous forme dissoute), une dénitrification partielle peut se produire dans la couche drainante lors du stockage temporaire de l'eau nécessaire au fonctionnement des siphons alimentant de façon syncopée les filtres du deuxième étage.

Le deuxième étage est le siège d'une minéralisation poussée de l'azote, la teneur en azote organique résiduel est faible (3 mg/l en moyenne). La teneur en azote Kjeldhal est en moyenne très proche de 10 mg/l.

La teneur en nitrates est variable en fonction des cycles d'alimentation : 20 mg/l en début de cycle et 10 mg/l en fin de cycle. Pour partie, le phénomène est comparable à celui mentionné antérieurement pour l'infiltration percolation sur sable, s'y ajoute ici le fait que différents cycles d'alimentation sont testés pour les filtres du deuxième étage. De ce fait, lorsqu'un seul filtre est alimenté, la charge hydraulique supérieure par m<sup>2</sup> provoque un raccourcissement du temps de contact entre la biomasse et l'eau et partant de la nitrification, comme cela a particulièrement été mis en évidence, sur un autre type de réacteur à cultures fixées et pour des concentrations en azote plus élevées (Liénard et al., 1995).

La D.G.O. (Demande Globale en Oxygène) a été utilisée par analogie avec la D.T.O. (Agences de l'eau, 1993).

La Demande Totale en Oxygène, terme mal employé car susceptible de porter à confusion avec le dosage « D.T.O. » (Rodier, 1979, page 578), utilisée pour quantifier l'ensemble des besoins en oxygène de l'influent dans un lit d'infiltration percolation, était définie par l'expression [DCO dissoute + 4.57 N-NK], considérant que seule la fraction carbonée dissoute pénétrait dans le massif filtrant, à cause de la filtration des M.E.S. sur la plage d'infiltration.

Dans les « Filtres Plantés de Roseaux », alimentés en eaux usées brutes, et en l'absence d'extraction des boues notamment sur le premier étage qui retient environ 80 % des M.E.S., il était logique de prendre en compte l'ensemble de la fraction organique exprimée sous la forme de la DCO brute. Par souci de simplification, étant donné qu'il s'agit essentiellement d'un ordre de grandeur, le facteur d'oxydation de l'azote Kjeldahl a été arrondi à 4.5. En sortie générale, au regard de concentrations en N-NK du tableau 2 et des valeurs de DGO mentionnées, on en déduit que la DCO est nettement inférieure au niveau e. Les rendements sont logiquement plus importants au premier étage car influencés par la rétention de la fraction carbonée et azotée particulière, même si un traitement biologique significatif sur les fractions dissoutes est néanmoins effectué dès ce niveau.

### **Filtres enterrés**

On regroupe sous cette appellation des filtres dont le massif filtrant est constitué d'un support rapporté alimenté par un système de distribution souterrain, en général constitué de tubes d'épandage espacés de 1 à 1,5 mètre. La plupart du temps, ces systèmes s'adressent à des petites collectivités (taille  $\leq$  200 habitants).

Les résultats ont été acquis par le Service Départemental de l'Eau de Haute-Loire, dans le cadre de stages d'étudiants ayant présenté des mémoires dans ce service et au Cemagref (Tschertter, 1993, Bernus, 1994, Rubin Delenchy, 1995). Sont présentés, ici, les résultats obtenus sur le site de Barges (43) au cours de huit bilans en hiver 1992 et cinquante-quatre bilans estivaux en 1992, 93, 94 et 95.

Nota : Pour certains de ces mémoires (cf. Bibliographie), on notera qu'une confusion existe dans l'utilisation du nom « infiltration percolation » qui fait ici référence à un système avec dispositif de distribution enterré alors qu'il était censé désigner, à l'origine, des systèmes avec plage d'infiltration visible et accessible.

### **Description sommaire du site**

La station du village de Barges, situé à 1 100 mètres d'altitude, dans le sud du département de la Haute-Loire et comptant une population permanente d'environ 100 habitants, a été dimensionnée pour 150 EH, pour tenir compte d'un léger accroissement saisonnier en été.

Elle comporte :

- un décanteur-digester horizontal de 42 m<sup>3</sup> (les deux compartiments sont isolés par des plaques inclinées et non jointives espacées de 10 à 15 cm) ;
- un regard de répartition à six départs occultables correspondant aux tubes d'alimentation, équipé d'un auget basculeur de 150 litres (122 litres utiles) ;
- un massif filtrant d'une surface de 450 m<sup>2</sup> (3 m<sup>2</sup> par EH), comportant de haut en bas :
  - une couche de 0.7 à 1 mètre de terre végétale,
  - un géotextile anticontaminant,
  - 30 cm de pouzzolane de 40 à 100 mm de diamètre, dans laquelle sont placés six tubes d'alimentation (du type drain routier) de 30 m de longueur chacun et équipés à chaque extrémité d'une cheminée de ventilation,
  - le cœur du massif est constitué de 1 mètre de pouzzolane 3/6 mm,
  - une nouvelle couche de pouzzolane de grosse granulométrie, dans laquelle sont noyés sept drains d'aération de 6 cm de diamètre également reliés à des cheminées d'aération en PVC de 315 mm de diamètre. Dans cette couche

aménagée sous forme de cuvette se trouve un seul tuyau de collecte et évacuation de 80 mm,

- un film plastique posé sur 3 cm de pouzzolane fine pour sa protection, et remontant sur 1,3 mètre le long des parois du filtre assure l'étanchéité du système ;
- un regard de contrôle dans lequel peut être placé un auget basculeur est dévolu à la mesure des débits et au prélèvement d'échantillons.

## Résultats

En sortie de lit, sans tenir compte du nombre de drains alimentés qui a varié au cours de la période considérée en fonction d'essais réalisés pour tester divers cycles d'alimentation (avec une certaine marge d'incertitude compte tenu, d'une part, du faible volume de l'auget basculeur ne pouvant garantir le remplissage complet des drains et donc l'équipartition et, d'autre part, l'existence d'un drain de récupération unique pour tout le massif).

	N-NK		N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	NGL	
	mg l <sup>-1</sup>	%	mg l <sup>-1</sup>	mg l <sup>-1</sup>	mg l <sup>-1</sup>	%
<b>hiver 92</b>	29.7	70	26.4	24	54	44
<b>été 92</b>	15.2	85	11.4	29	43	56
<b>été 93</b>	7.9	91	5.7	41	50	48
<b>été 94</b>	5.3	91	3.8	46	52	13
<b>été 95</b>	6.1	90	4.2	33	39	36

**Tableau 3 : Concentrations et rendements observés sur les composés azotés en sortie du filtre enterré à Barges**

Globalement et à l'exception des valeurs hivernales, on note là encore une prépondérance des formes oxydées de l'azote qui se traduisent par des rendements intéressants sur l'azote Kjeldahl. Corrélativement, les performances sont nettement plus modestes sur l'azote global.

## Assainissement regroupé (ou semi-collectif) sous pression

Cette technique peut, par certains aspects (dispositif de répartition enterré), être considérée comme identique à la précédente. Elle recouvre néanmoins trois formes (Agences de l'eau, 1992) :

- l'épandage souterrain qui utilise le pouvoir épurateur d'un sol en place ;
- le terre et le lit filtrant vertical qui sont composés tous deux d'un massif sableux rapporté.

Plusieurs bureaux d'études réalisent ce type d'aménagement (voire vendent les équipements afférents, comme le G.A.S.C. [Groupement pour l'Assainissement Semi Collectif]), les exemples relatés ci-après sont issus de sites équipés par SEPAAM Environnement dans l'est de la France.

Les principales différences résident, cependant, dans le fait :

- que l'effluent est, par la mise sous pression, distribué uniformément, de façon à ce que la variation de débit entre les extrémités du réseau de dispersion n'excède pas 10 %. La mise en pression nécessaire est réalisée par l'intermédiaire d'une alimentation synopée par réservoir de chasse (auget basculeur commandant l'ouverture de clapets, par exemple) ou par pompes. Les caractéristiques du réseau de dispersion (longueur

des tubes, diamètre et espacement des trous) sont calculées pour répondre aux conditions énoncées ci-avant ;

- qu'il n'existe pas, à proprement parler, d'alternance avec des périodes d'alimentation de 3 à 4 jours avant mise au repos. Dans les systèmes gravitaires, elle n'existe pas. Dans les systèmes alimentés par pompes, l'alternance est réalisée par le fonctionnement consécutif de chacune d'elles reliée à une partie de massif filtrant.

Les principales caractéristiques de sites et résultats sont répertoriés dans le tableau suivant :

Const. (1)	Occ. (2)	EH (3)	Trait I (4)	Alim. (5)	Syst. (6)	DCO	DBO <sub>5</sub>	MES	N-NH <sub>4</sub>	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>
HR	S	100	R	RC	ES	58	16	-	1.8	28.9
L+HR	PS	130	I	RC	TD	48	15	-	13.1	26.6
L+CV	PS	105	I	RC	TD	22	5	-	0.7	37.1
L+CV	PS	70	I	RC	TD	20	5	-	0.4	32.5
L	P	105	R	P	LF	32	<5	2	0.4	53.4
HR+CV	S	50	I	RC	TD	38	10	1.5	0.9	15.0

(1) Type de constructions raccordées : L = Logements, HR = Hôtels Restaurants, CV = Centre de vacances.

(2) Type d'occupation : P = Permanente, S = Saisonnière.

(3) Capacité Nominale en Equivalents Habitants

(4) Type de traitement primaire : I = Individuel, R = Regroupé

(5) Type d'alimentation : R = Réservoir de chasse, P = Poste de pompage

(6) Système de traitement secondaire : ES = Epanchage Souterrain, TD = Terte Drainé, LF = Lit Filtrant drainé

**Tableau 4 : Caractéristiques et résultats (en mg l<sup>-1</sup>) d'installations d'assainissement semi-collectif (d'après Agences de l'eau, 1992)**

Pour compenser, le dimensionnement est relativement large : 3 m<sup>2</sup> par EH ou plutôt une charge hydraulique n'excédant pas 5 cm jour<sup>-1</sup> pour réduire les charges appliquées. Elle est, en effet, de l'ordre de 10 cm jour<sup>-1</sup> en infiltration percolation sur sable. Corrélativement, la distribution de l'eau usée est assurée avec soin et peut être contrôlée par des prises de pression en tubes PVC transparents adaptables à l'extrémité des réseaux de dispersion. Un suivi épisodique des hauteurs d'eau dans les tubes permet d'en contrôler l'intégrité (absences de ruptures ou fuites sur une des branches).

Le traitement primaire, toujours indispensable, est assuré par une fosse toutes eaux suivie d'un préfiltre (encore appelé usuellement décoloïdeur) ou un décanteur digesteur implanté et géré individuellement. Ces équipements peuvent aussi être regroupés et gérés par la collectivité.

Les systèmes drainés ne sont pas nécessairement étanchéifiés, et une partie du flux traité peut rejoindre directement le sol. La qualité des échantillons de sortie prélevés est indicative d'un traitement satisfaisant en dépit d'une absence d'alternance.

## Conclusion générale

Nous avons vu qu'une des particularités essentielles des systèmes rustiques (donc à faibles charges surfaciques et/ou volumiques) à cultures fixées aérobies sur supports fins est d'assurer, en fonctionnement optimal, une intense nitrification des composés azotés. Ce processus est, en outre, d'une sensibilité supérieure à celle de la dégradation de la fraction carbonée de la matière organique, car très sensible aux conditions de fonctionnement du milieu : surcharge, sous-aération, colmatage.

Par conséquent, le contrôle régulier des teneurs respectives en nitrates et sels ammoniacaux est un bon indicateur de la qualité du traitement et de l'oxygénation du massif filtrant.

Pour les services d'aide à l'exploitation qui n'ont pas nécessairement une connaissance fine du fonctionnement de chaque site, mais aussi pour les exploitants qui peuvent ainsi appréhender l'importance des procédures minimales d'exploitation, un test de visualisation par bandelettes colorées (dites « bandelettes pour l'identification et la détermination semi-quantitative des ions ») spécifiques des ions ammonium et nitrates peut immédiatement renseigner sur l'état d'un système (il convient toutefois de valider ces tests par une vérification épisodique des teneurs, à partir d'analyses réalisées en laboratoire).

Si un cahier d'exploitation, régulièrement tenu à jour, et mentionnant les périodes d'alternance d'alimentation, est également mis à disposition, les éléments essentiels à un bon examen du fonctionnement sont réunis.

Sauf indication contraire (mise en place d'un étage de dénitrification, par exemple, ce qui *a priori* est plutôt rare pour ces systèmes et dans leur gamme de taille usuelle), tous ces systèmes doivent abondamment nitrifier les composés azotés.

Il s'agit d'un indice très pertinent pour conclure que le massif filtrant n'est pas colmaté ou en voie de l'être, si l'on a aussi la possibilité de contrôler à l'amont que l'eau usée suit son cheminement normal et qu'une part plus ou moins importante du flux ne court-circuite pas cette partie du traitement.

## Bibliographie

Agences de l'eau. (1992). Entretien en assainissement semi-collectif sous pression. Etude inter-agences Hors Série, 32 p.

Agences de l'eau. (1993). Epuration des eaux usées urbaines par infiltration percolation : état de l'art et études de cas. Etude inter-agences n°9, 89 p.

Agence de l'eau Seine-Normandie (1994). Epuration par infiltration percolation : Recensement des sites et état de la pratique. 36 p + annexes.

BERNUS, M. (1994). Traitement des eaux usées domestiques par lit d'infiltration-percolation : Etudes des sites de Borne et Barges (43), Mémoire de stage pour l'obtention du D.E.U.S.T. « Métiers de l'Eau », I.U.P. Génie de l'Environnement, Université Claude Bernard Lyon 1, 32 p + annexes.

BOUTIN, C., LIENARD, A., ESSER, D. (1995). Development of a New Generation of Reed-Bed Filters in France : First results. Preprints of the 5th IAWQ Conference on Wetlands Systems for Water Pollution Control, Vienna, 15-19th of September, Under press.

Cemagref Lyon (1991). Traitement des eaux usées domestiques par lits d'infiltration-percolation sur sable. Etude expérimentale du site de Saint Symphorien de Lay, Rapport définitif, L121, 41 p + annexes.

ESSER, D. (1989). Contribution à la compréhension des mécanismes d'élimination des phosphates pour des systèmes d'épuration rustiques à cultures fixées (lits à macrophytes, lits d'infiltration-percolation). Mémoire de stage pour l'obtention du D.E.A. Sciences et Techniques de l'Eau, Filière Equipement Hygiène Publique, E.N.I.T.R.T.S., 81 p + annexes.

GUILLOTEAU, J.A., LESAVRE, J., LIENARD, A., GENTY, P., (1993a). Wastewater treatment over sand columns : Treatment yields, localisation of the biomass and gaz renewal. *Wat. Sci. Tech.*, **28** (10), 251-261.

GUILLOTEAU, J.A., LIENARD, A., VACHON, A., LESAVRE, J. (1993b). Wastewater treatment by infiltration basins. Case study : Saint Symphorien de Lay, France. *Wat. Sci. Tech.*, **27** (9), 97-104.

LIENARD, A., DUCHENE, PH., GORINI, D. (1995). A study of activated sludge dewatering in experimental reed-planted or unplanted sludge drying beds. *Wat. Sci. Tech.*, **32** (3), 251-261.

RODIER, J. (1984). *L'analyse de l'eau : eaux naturelles, eaux résiduaires, eau de mer*. 7ème édition, Dunod, 1365 p.

RUBIN DELENCHY, F. (1995). Etude de la station d'épuration de Barges, synthèse des résultats acquis entre 1992 et 1995. Mémoire de stage 1ère année E.S.I.P., 40 p.

TSCHERTER, C. (1993). Une technique d'assainissement adaptée aux petites collectivités : L'infiltration-percolation. Mémoire de stage pour l'obtention du D.U. « Eau et Environnement », Institut d'Analyse des Systèmes Biologiques et Socio-économiques, Université Claude Bernard Lyon 1, 30 p + annexes.

URADNISHECK, J., CORCORAN W.H. (1979) Anomalies in cation concentrations during percolation of simulated effluent through sand. *J.W.P.C.F.*, **51** (11), 2691-2704.





# Différents modes de traitement de l'azote dans les effluents concentrés

Cas des effluents d'élevage. Application au lisier de porc

*Various nitrogen processing systems in concentrated pig slurry*

**Jean Coillard**

*Cemagref, division Qualité des eaux  
3 bis Quai Chauveau, CP 220, 69336 Lyon Cedex 09  
Tel. 04 72 20 87 35 - Fax. 04 78 47 78 75*

**Résumé** - De par leur taille importante, de nombreux élevages hors-sol (notamment de porcs) sur lisier sont confrontés à des problèmes d'environnement. Ceux-ci sont liés à la difficulté de gérer rationnellement par épandage agricole leurs effluents. Le problème est amplifié dans des zones sensibles par les odeurs et dans certaines régions à forte concentration par les excédents d'éléments fertilisants qu'ils représentent. Les élevages doivent se mettre rapidement en conformité avec la réglementation.

Pour régler ces problèmes, on peut penser avoir recours à des techniques de traitement.

L'exposé comprend quatre parties :

- la première présente les principales caractéristiques des lisiers de porc, notamment les différentes formes d'éléments fertilisants qu'ils renferment ;
- la deuxième définit le traitement ;
- la troisième présente les différents modes de traitement possibles, centrés sur ceux de l'azote ;
- enfin, la quatrième expose les caractéristiques et les performances des principaux procédés étudiés en France.

Le recours au traitement, qui, dans bien des cas, paraît inévitable, entraînera des « surcoûts ». Ceux-ci sont estimés en fonction des différentes techniques envisageables. Mais le système des redevances qui entre en vigueur, devrait permettre, par les aides normales qui en découleront, de financer plus facilement les investissements.

Le vaste programme d'aide à la recherche de procédés de traitements d'effluents d'élevage lancé par les Pouvoirs Publics (Etat, Régions, Collectives départementales) et mis en œuvre par les centres de recherche, entreprises privées, profession, contribue déjà largement à apporter des solutions à ce problèmes préoccupant.

**Abstract** : *Due to their important size, many intensive off-soil breeding on slurry (particularly pig) are facing environmental problems. These latter are closely related to the difficulty of their rational spreading on agricultural soils. In certain protected zones, it is even reinforced by odours emissions, and excess of fertilising components. Intensive rearing units must follow regulations. To solve these problems, individual or collective solutions for treatment are examined. Some are still at an experimental phase.*

*In many cases, treatments are necessary. The over costs are estimated for each technique, but new financing helps are in view. A large program to support research from public sources intends to bring solutions to this very actual problem.*

## **Introduction**

Les élevages industriels de toutes espèces animales, et plus particulièrement de porcs, ont connu des augmentations de taille importante ces dernières décennies, pour diverses raisons technico-économiques. Ils sont souvent « hors-sol » du point de vue de leur alimentation, mais également de leurs déjections. Celles-ci se présentent pour la plupart sous forme liquide (lisier). Les quantités à gérer sont très importantes et peuvent atteindre par élevage plusieurs (dizaines de) milliers de m<sup>3</sup> par an.

Le problème de la gestion agronomique rationnelle de ces effluents se pose de plus en plus souvent. Les espèces animales concernées sont les porcs, mais également suivant les régions et ce, avec plus ou moins d'acuité, les poules pondeuses, les vaches laitières, les veaux de boucherie, voire les canards et les lapins.

Les problèmes sont réels, mais souvent très médiatisés.

La nouvelle réglementation des établissements classés, relative aux élevages, et la directive nitrate (dose moyenne d'azote  $\leq$  à 170 U/N animal en élevage/ha de cultures/an) vont obliger ceux-ci à s'y conformer dans des délais courts.

C'est dans un tel contexte que l'on pense avoir recours à des techniques de traitement adaptées pour résoudre les problèmes d'environnement qui se posent à ces élevages. Ce sont celles-ci qui font l'objet du présent exposé. Il convient de préciser au préalable que, dans tous les cas, tout traitement, quel qu'il soit :

- devra permettre une gestion différente respectueuse de l'environnement de ces effluents,
- et ne dispensera pas d'avoir à gérer les produits (liquides ou solides) qui en sont issus.

## **Problématique**

En général, la principale difficulté est de valoriser rationnellement par épandage agricole à doses agronomiques ces effluents.

Ce problème peut être aggravé par :

- les nuisances liées aux mauvaises odeurs,
- la pollution.

## **La valorisation agronomique rationnelle**

C'est la voie d'élimination à rechercher en priorité. Elle est la plus couramment pratiquée. Dans la majorité des cas, il s'agit d'une pratique qui ne pose pas de problème. À dose raisonnée, elle constitue un excellent moyen de fertilisation des cultures. Elle peut être rendue difficile, voire impossible, pour différentes raisons :

- valeur intrinsèque faible du fait de sa dilution,
- manutention malaisée,
- mauvaise adéquation entre le lisier et les cultures pouvant le recevoir (forme liquide, composition en éléments fertilisants, salissement des cultures en place),
- plan d'épandage dispersé,
- les nuisances olfactives.

## Le problème des excédents

Dans cette situation, qui n'exclut pas pour autant d'être également confronté à certaines des situations déjà évoquées, la valorisation agronomique rationnelle n'est plus possible puisque les surfaces disponibles sont insuffisantes et les besoins des cultures qui s'y trouvent ne permettent pas de recevoir et d'exporter les éléments fertilisants apportés par ces déjections.

Une telle situation, si l'on n'y remédie pas, peut porter un préjudice grave au milieu naturel :

- **surfertilisation azotée** entraînant la pollution des nappes phréatiques par les nitrates par percolation,
- **eutrophisation** dans les eaux de surface (rivières, mer) du fait d'écoulements directs d'azote et de phosphore,
- **pollution bactérienne** : par exemple, des élevages de coquillages en zone côtière,
- **accumulation de métaux lourds** dans les sols.

Ce problème se pose de plus en plus fréquemment localement du fait de l'augmentation de taille des unités d'élevage. Il est amplifié par la concentration géographique des élevages dans certaines zones.

Les excédents individuels peuvent se rencontrer dans toutes les régions ayant de grands élevages.

Dans les régions à forte concentration, la somme des excédents individuels constitue des excédents structurels (**ZES = Zones d'Excédent Structurel**). On les trouve dans certaines régions de Bretagne où cohabitent diverses espèces animales (bovins, volailles, porcs), d'Espagne (Catalogne).

Ils peuvent concerner des pays entiers : Pays-Bas, Danemark, Allemagne du Nord.

Tels sont présentés, de manière schématique, les grands types de problèmes posés par les effluents d'élevage dans les pays développés d'Europe. Nous allons évoquer maintenant les moyens à mettre en œuvre pour tenter de les résoudre.

Les différents moyens envisageables afin de prévenir et maîtriser les pollutions dues aux élevages (dont ceux de porcs) en zones d'excédents structurels sont de nature différente.

Il faut faire porter l'effort prioritairement sur des mesures de type préventif :

- réduction (qualitative et quantitative) des rejets par l'utilisation d'aliments adaptés (mutiphase, phytases, etc.) et la suppression des gaspillages d'eau,
- mise en œuvre de moyens permettant une meilleure valorisation agronomique des déjections en l'état.

Lorsque ces mesures se révèlent à elles seules insuffisantes, on peut avoir recours, comme moyen complémentaire, à des **techniques de traitement adaptées** permettant une gestion différente et respectueuse de l'environnement de ces déjections.

L'exposé qui va suivre présente les principales techniques de traitement des lisiers de porc, adaptées aux zones d'excédents, étudiées en France.

Il comprend quatre parties :

- la première présente les principales caractéristiques des lisiers de porc, notamment les éléments fertilisants sous toutes leurs formes, qu'ils renferment ;
- la deuxième définit le traitement ;
- la troisième présente les différents modes de traitement possibles, centrés sur ceux de l'azote ;
- enfin, la quatrième expose les caractéristiques et les performances des principaux procédés étudiés en France.

## Caractérisation des lisiers de porc

### L'azote et les autres éléments nutritifs dans les lisiers de porc

#### • Concentration

Dans un lisier moyen de porc, les concentrations en éléments fertilisants sont les suivantes :

$$NK = 5 \text{ g/l} \quad N\text{-NH}_4^+ = 4 \text{ g/l} \quad ; \quad P_2O_5 = 3 \text{ g/l} \quad ; \quad K_2O = 3 \text{ g/l}$$

#### • Origine

L'azote

L'azote a deux origines : les urines et les fèces, au moment de l'excrétion par l'animal :

- les urines contiennent de l'azote organique sous forme dissoute (urée, acide urique) résultat des réactions métaboliques de type catabolique ;
- les fèces renferment de l'azote organique contenu initialement dans l'aliment sous forme de protéines et d'acides aminés et qui n'a pas été totalement absorbé au moment de la digestion. Dans les fèces, cet azote se présente sous forme particulaire ou colloïdale.

*N.B.* C'est l'optimisation des quantités et de la forme de cet azote dans l'aliment qui peut permettre l'obtention de rejets moindre dans les fèces de l'animal.

#### • Répartition

Dans un lisier moyen de porc, la proportion respective de ces différentes formes d'azote est fonction de son état de fraîcheur (voir tableau ci-après).

Formes	Lisiers frais (qq h)	Lisiers âgés (> 72 h)
N - organique	50 %	20 - 25 %
N -ammoniacal	50 %	70 - 75 %

En effet, après mélange des urines et des fèces formant le lisier et sous l'influence d'uréases contenues dans les fèces, très rapidement l'azote uréique des urines est transformé en azote ammoniacal (**ammonification**).

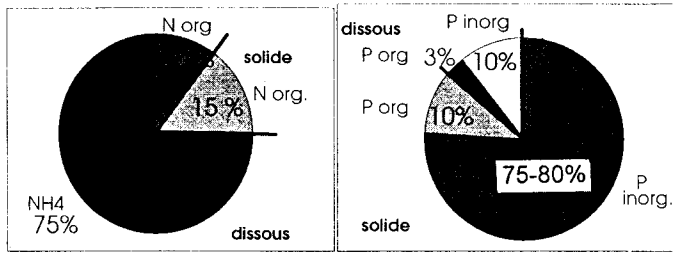
De même, une partie de l'azote organique des fèces est hydrolysée sous des formes qui la rendent accessibles au processus d'ammonification.

On comprend que, suivant l'état de fraîcheur du lisier, le traitement de l'azote pourra être abordé (théoriquement) de différentes manières. Mais, en pratique et compte tenu de l'« âge moyen » des lisiers réellement disponibles actuellement dans les élevages, qui est largement supérieur à 72 heures, c'est un produit déjà évolué que l'on aura à traiter.

*Le phosphore* est majoritairement sous forme particulaire fine et minérale.

*Le potassium* est présent sous forme dissoute essentiellement.

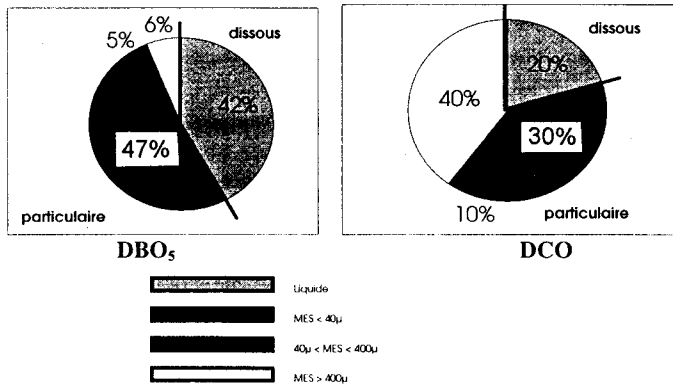
Les schémas suivants présentent la répartition des différentes formes d'azote (et de phosphore) entre les phases liquide et solide d'un lisier moyen de porc.



Ces éléments nutritifs sont contenus dans un effluent dont les caractéristiques moyennes sont par ailleurs les suivantes :

- M.S. : 5 - 10 % ; DCO : 50 000 ; 100 000 mg/l ; DBO<sub>5</sub> : 25 000 - 40 000 mg/l

Il s'agit de liquides très concentrés et très chargés en particules grossières (cf. schémas ci-après).



## Traitement

### Définition du traitement

Le traitement regroupe toute action, par des moyens techniques, appliquée au lisier pour lui faire subir des transformations.

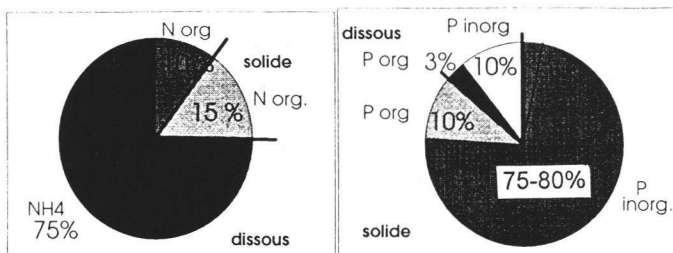
Selon le mode d'action envisagé, le traitement peut avoir pour effet de modifier :

- 1 la composition chimique du substrat traité par élimination de certains de ses éléments (en fait, l'élimination ne porte que sur l'azote ammoniacal),
- 2 et/ou la consistance physique en vue d'augmenter la concentration en éléments nutritifs (N, P, K) dans une (ou certaines) des phases issues du traitement.

### Objectifs

Le traitement ne dispensera pas, en aucun cas, de toute gestion, mais il permettra un nouveau mode de gestion respectueux de l'environnement des produits issus du traitement suivant la « philosophie » du traitement appliqué.

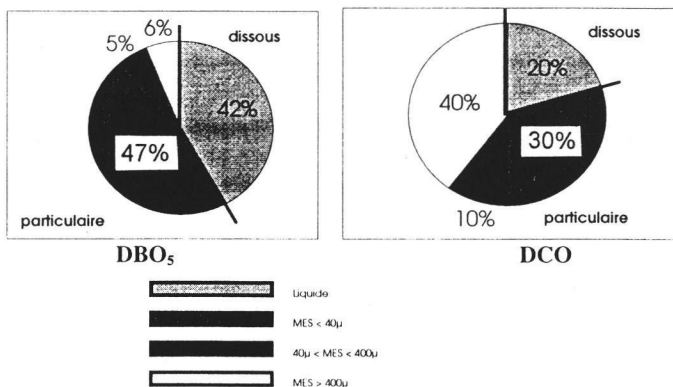
- Le substrat, après son traitement, pourra être géré sur les surfaces agricoles disponibles sur place (en mélange ou de manière séparée avec ses co-produits) : cas de l'élimination de l'azote ammoniacal excédentaire.



Ces éléments nutritifs sont contenus dans un effluent dont les caractéristiques moyennes sont par ailleurs les suivantes :

- M.S. : 5 - 10 % ; DCO : 50 000 ; 100 000 mg/l ; DBO<sub>5</sub> : 25 000 - 40 000 mg/l

Il s'agit de liquides très concentrés et très chargés en particules grossières (cf. schémas ci-après).



## Traitement

### Définition du traitement

Le traitement regroupe toute action, par des moyens techniques, appliquée au lisier pour lui faire subir des transformations.

Selon le mode d'action envisagé, le traitement peut avoir pour effet de modifier :

- ❶ la composition chimique du substrat traité par élimination de certains de ses éléments (en fait, l'élimination ne porte que sur l'azote ammoniacal),
- ❷ et/ou la consistance physique en vue d'augmenter la concentration en éléments nutritifs (N, P, K) dans une (ou certaines) des phases issues du traitement.

### Objectifs

Le traitement ne dispensera pas, en aucun cas, de toute gestion, mais il permettra un nouveau mode de gestion respectueux de l'environnement des produits issus du traitement suivant la « philosophie » du traitement appliqué.

☞ Le substrat, après son traitement, pourra être géré sur les surfaces agricoles disponibles sur place (en mélange ou de manière séparée avec ses co-produits) : cas de l'élimination de l'azote ammoniacal excédentaire.

• Du fait de la concentration des éléments fertilisants dans certains co-produits, ceux-ci pourront être gérés d'une manière plus simple et plus facile que sous la forme de lisier, ce qui permet d'envisager d'autres utilisations :

- sur place en substitution d'une partie des engrais minéraux devant être utilisés,
- dans d'autres régions réceptives par exportation des co-produits contenant les éléments fertilisants encore excédentaires.

*N.B.* La phase liquide résiduelle, fortement déchargée devra être gérée sur place, sur une surface fortement réduite, mais dont on doit disposer nécessairement, sauf à pouvoir envisager (ce qui serait exceptionnel) un rejet direct dans les eaux de surface.

Suivant la région où l'on se trouve et l'intensité de sa problématique environnementale, la mise en œuvre des techniques de traitement pourra (ou devra) être envisagée :

- de manière **individuelle**,
- de manière **collective**, si l'on se trouve dans une zone d'excédent structurel (*ZES*).

Mais, dans ce cas, leur mise en œuvre devra se faire dans le cadre d'une **stratégie collective de résorption** (dont par les traitements).

Celle-ci devra prendre en compte les quantités excédentaires de déjections de toutes les espèces animales. Elle devra pouvoir disposer de la panoplie la plus complète de solutions basées sur le traitement adaptées aux différentes caractéristiques physiques de ces déjections animales.

Dans le cadre d'une **stratégie collective de résorption des excédents**, les installations de traitement collectives pourront être de type décentralisé (à la ferme) ou centralisé (usines).

Mais, dans tous les cas, la gestion des co-produits sera de type collective centralisée afin de permettre leur conditionnement, leur complémentation éventuelle et leur commercialisation.

En ce qui concerne le traitement des lisiers de porc, devant la complexité physico-chimique du substrat, la diversité des situations et les contraintes technico-économiques, il convient de pouvoir disposer en matière de techniques de traitement d'une panoplie complète de solutions dans laquelle on pourra puiser.

## **Les différents modes de traitement des lisiers de porc étudiés en France**

(= suivi du devenir de l'azote ainsi que du phosphore et du potassium au cours du traitement).

Les procédés de traitement des lisiers de porc présentés dans cet exposé sont les principaux déjà validés ou encore en cours d'étude actuellement en France (1996).

Le Cemagref, dont c'est l'une des missions, travaille en liaison avec de nombreux autres partenaires techniques, professionnels et financiers à la définition, à la mise en place, à la mise au point et à l'évaluation de la plupart des systèmes présentés.

Afin de rendre leur présentation claire et logique, différentes classifications peuvent être proposées :

- Classification suivant les objectifs recherchés par le traitement (c'est-à-dire la capacité à traiter l'azote, le phosphore, voire le potassium) ;
- Classification suivant le type de procédé mis en œuvre : biologique, physique, physico-chimique, etc. ;
- Classification suivant qu'ils sont individuels ou collectifs.

Compte tenu que l'élément dont il faut s'occuper prioritairement dans les ZES est **l'azote** (présent sous différentes formes dans le lisier), les systèmes de traitement seront classés suivant leur aptitude à traiter cet élément. Cela représente un grand nombre de possibilités.

Dans chacune des présentations des différents procédés qui sera faite, le devenir du phosphore et du potassium au cours des différentes étapes du traitement sera également indiqué.

L'approche du traitement de l'azote des lisiers de porc peut être de deux types :

- élimination de cet élément,
- conservation de cet élément.

Comme l'azote est présent sous **deux formes** :

- l'azote organique sous **forme particulière** ou **colloïdale** représente 30 % de l'azote,
- l'azote minéral (ammoniacal) sous **forme dissoute** représente 70 % de l'azote,

Les modes de traitement de cet élément mis en œuvre peuvent donc être très variés et divers.

Plusieurs modes différents peuvent être associés au sein d'une même filière de traitement.

Nous allons présenter les principaux modes de traitement de l'azote.

### **Élimination de l'azote dans la phase liquide du lisier+**

Elle est réalisée par nitrification-dénitrification biologique.

L'objectif est d'éliminer, de manière propre, l'azote excédentaire présent dans le lisier afin de pouvoir gérer, sur place, l'effluent traité, sur les surfaces d'épandage réduites dont on dispose.

● La seule forme d'azote que l'on peut éliminer de cette manière est l'azote ammoniacal. Le procédé mis en œuvre pour le faire est de type biologique **Nitrification-Dénitrification (N.D.N.)**.

● L'azote organique ne peut pas être éliminé ainsi directement. Toutefois, au cours des processus de N.D.N., la minéralisation biologique d'une partie de cet azote organique se produit naturellement. Elle aboutit à sa transformation en azote ammoniacal qui pourra à son tour être éliminé. C'est l'**ammonification**.

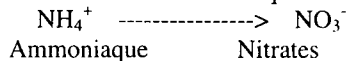
● La N.D.N. est mise en œuvre en réalisant alternativement dans le lisier en cours de traitement :

- des phases d'aération : phases **aérobies**
- des phases non aérées : phases **anoxiques**

au cours desquelles les populations bactériennes adaptées réalisent le traitement.

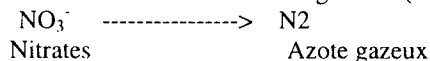
Pendant les phases **aérobies** :

l'azote ammoniacal est transformé en azote nitrique : c'est la **nitrification**



Pendant les phases **anoxiques** :

les nitrates sont réduits et l'azote est libéré sous forme gazeuse (N<sub>2</sub>) : c'est la **dénitrification**



L'azote gazeux peut être rejeté sans problème dans l'atmosphère. C'est un gaz non polluant, déjà présent à 79 % dans l'air atmosphérique.



On peut de cette manière **éliminer** 70 % de l'azote présent initialement dans le lisier. Le lisier peut avoir été prétraité par séparation mécanique de phases (tamisage). Ce prétraitement, non obligatoire, n'a que pour objet de faciliter la gestion hydraulique du processus de traitement, et surtout du lisier traité.

Ce procédé peut être qualifié de procédé « **tout ou rien** ». Il ne permet pas l'élimination partielle de l'azote du lisier. Il oblige à ne traiter que **la partie du lisier** correspondante à la quantité d'azote que l'on veut éliminer.

### **Procédés d'extraction et de concentration de l'azote de la phase liquide du lisier**

L'**extraction** de l'azote de la phase liquide du lisier peut être envisagée sur ses deux formes présentes :

- azote organique : présent sous forme particulière ou colloïdale essentiellement,
- azote ammoniacal : présent seulement sous forme dissoute.

Suivant les modes d'extraction, la forme de l'azote extrait du liquide et la forme sous laquelle il se retrouve après extraction, les procédés seront soit **destructeurs**, soit **conservateurs**.

Les seuls procédés **destructeurs** de l'azote seront ceux, permettant **d'extraire**, dans une première étape du liquide, l'azote **ammoniacal** par volatilisation gazeuse, suivis d'une deuxième étape de **destruction** de cet élément.

Dans le cas où les procédés mis en œuvre sont « conservateurs de l'azote », les deux formes d'azote pouvant être extraites du liquide devront se retrouver sous une forme plus **concentrée** qu'initialement dans le lisier.

Suivant la technique mise en œuvre, il pourra en être de même pour le phosphore et/ou le potassium.

Le principal intérêt de tous les systèmes d'extraction de l'azote de type physico-chimique est qu'ils peuvent avoir un mode de fonctionnement **modulable** (« **traitement à la carte** »).

De plus, ils sont beaucoup moins sensibles (voire insensibles) aux conditions climatiques que les procédés biologiques.

#### **• Différents modes d'extraction et de concentration de l'azote de la phase liquide du lisier**

##### *Extraction-concentration de l'azote organique de la phase liquide*

De par son état physique (essentiellement particulière et colloïdale), l'azote organique ne peut être extrait du lisier que par séparation de phases de type :

- solide - liquide
- solide - vapeur

Pour ce faire, on peut avoir recours à différentes techniques :

##### **❶ Séparation mécanique de phases poussée**

Le matériel utilisé peut être une **décanteuse centrifuge à axe horizontal** utilisant ou non des agents de floculation (polyélectrolytes).

Pour que cette extraction soit la plus efficace, on a intérêt à traiter du lisier le plus frais possible.

## ② Séchage thermique : ex procédé Sirven

- N.B.* → Dans les deux cas, l'azote organique se retrouve (tout ou partie) dans :  
une phase solide plus ou moins concentrée en fonction de sa siccité  
(= teneur en matière sèche).
- Il en est de même pour une faible partie de l'azote ammoniacal (ammoniacque de la phase liquide interstitielle, chlorure d'ammonium).
- Suivant le cas, tout ou partie du phosphore (particulaire et dissous) se retrouve dans la phase concentrée.
- Dans le cas de la **séparation mécanique de phases poussée**, seule une faible partie du potassium se retrouve dans la phase concentrée (potassium lié et une faible partie du potassium dissous).
- Dans le cas du **séchage thermique**, tout le potassium se retrouve dans la phase concentrée (= lisier sec).

### *Extraction-concentration de l'azote ammoniacal de la phase liquide du lisier*

Cette extraction peut être réalisée de différentes manières :

- ① par concentration membranaire : séparation liquide-liquide
- ② par précipitation chimique : séparation liquide-solide
- ③ par volatilisation : séparation liquide-gaz

*N.B.* Suivant les techniques mises en œuvre, le lisier devra être préalablement prétraité (de manière plus ou moins poussée) afin de prévenir tout colmatage et encrassement du procédé par les particules ou les colloïdes.

### ① Concentration membranaire de l'azote ammoniacal

L'azote ammoniacal peut être concentré dans une phase liquide par « filtration » à travers des membranes associant deux processus successifs :

- ultrafiltration (*U.F.*) = préfiltration (particulaire)
- osmose inverse (*O.I.*) = filtration fine (moléculaire)

L'azote ammoniacal (le phosphore particulaire, dissous et le potassium) se retrouve dans la phase liquide concentrée appelée **concentrat** et représente environ **1/4** du volume entrant dans le traitement. Le **perméat**, représentant les **3/4** du volume entrant est un liquide très fortement épuré.

*N.B.* Le liquide entrant sur ce type de traitement est un lisier fortement « prétraité ».

Une filière de traitement basée sur ce procédé est en cours d'étude par la Société Rhône-Poulenc-Chimie Environnement Services.

### ② Précipitation chimique de l'ammoniaque

Elle peut être réalisée par des réactions chimiques appropriées mettant en œuvre des réactifs.

Le procédé *A.V.D.A.* réalise la **coprécipitation** de l'azote ammoniacal, avec comme réactifs l'acide phosphorique et la magnésie, sous la forme de **phosphate-ammoniac-magnésien**.

*N.B.* Le lisier entrant sur cette étape a été préalablement fortement prétraité par **séparation mécanique de phases poussée** pour l'alléger le plus possible de sa matière organique qui entraînerait une surconsommation de réactifs.

Ce procédé ne permet pas le piégeage du potassium.

Le procédé *A.V.D.A.* a été étudié par l'**École Nationale Supérieure de Chimie de Rennes**. Il est en cours de développement en Bretagne par la SAUR (Unité de traitement centralisé 100 000 t/an) dans le Morbihan.

### ⑤ Volatilisation de l'azote ammoniacal

L'azote ammoniacal peut être **extrait** de la phase liquide par **volatilisation**.

Il s'agit d'une séparation de type liquide-gaz. Elle peut être réalisée de différentes manières.

☞ Au cours d'un traitement biologique aérobie intensif de type « compostage liquide ».

Cette opération est réalisée dans la première étape du procédé *Amolis Biologique* non présenté.

☞ Par élévation du pH et agitation.

Cette opération est réalisée dans la première étape (*Balco-Odor*) du procédé *Amolis Physico-Chimique*.

☞ Par élévation de la température et agitation.

Cette opération est réalisée dans la première étape du procédé *Sirven*.

☞ En associant l'élévation de la température et du pH.

Cette opération est réalisée dans la première étape du procédé *Smelox-I.F.P.*

L'azote ammoniacal ainsi extrait par volatilisation se retrouve dans une phase gazeuse (air, vapeur) de laquelle, si celle-ci n'est pas rejetée directement dans l'atmosphère (ce qui serait un simple déplacement de pollution), il peut être soit :

- être extrait et récupéré sous une forme concentrée,
- être extrait par destruction et rejeté dans l'atmosphère sous une forme gazeuse non polluante ( $N_2$  = Azote gazeux).

### Procédés de traitement de l'azote ammoniacal gazeux extrait

Deux options sont possibles selon que l'on a la possibilité ou non de trouver un débouché de valorisation.

① Conserver cette forme d'azote sous la forme la plus concentrée possible (= **engrais minéral**)

② Détruire cette forme d'azote pour pouvoir le rejeter dans l'atmosphère sans pollution.

### Procédé d'extraction de l'air et de concentration de l'azote ammoniacal (en vue de sa récupération)

Cette opération peut être réalisée par **lavage acide** de l'air chargé en ammoniac dans une **tour de lavage**.

C'est la deuxième étape (non présentée) du procédé *Amolis-Physico-Chimique* (réalisation Murgue-Seigle).

L'acide utilisé est de l'acide sulfurique ( $H_2 SO_4$ ). L'ammoniac ainsi neutralisé est récupéré sous la forme d'un sel minéral concentré et liquide : **sulfate d'ammonium**.

Sa concentration en azote (N) est de l'ordre de  $80 U N/m^3$ , soit une concentration vingt fois supérieure à celle du lisier initialement traité.

### Procédés d'élimination de l'azote ammoniacal volatilisé

Cette opération peut être réalisée de différentes manières :

- élimination **biologique** par **nitrification-dénitrification** dans un **biofiltre** à lit de tourbe.

C'est la deuxième étape non présentée du procédé *Amolis Biologique*.

- élimination par **combustion catalytique** à haute température.

C'est la deuxième étape du procédé *Smelox-I.F.P.*

*N.B.* Tous les procédés basés sur l'extraction de l'azote ammoniacal du lisier par volatilisation et le traitement de l'air chargé sont en cours d'étude en Bretagne (1996-1997). Leur évaluation a été confiée au Cemagref, Groupement de Lyon.

## **Caractérisation et performances des principales filières de traitement des lisiers étudiées en France**

Les principales filières de traitement présentées mettent en œuvre une **seule** ou **plusieurs étapes** (= procédés unitaires) décrits plus haut.

Les **bilans matières simplifiés** proposés tiennent compte du devenir de l'azote (N), mais aussi dans la mesure du possible du phosphore (P) et du potassium (K+) au cours des différentes étapes du traitement.

Pour les procédés déjà **validés**, ces bilans matières simplifiées sont des **bilans réels**, pour les procédés **en cours d'évaluation**, les bilans proposés sont des **bilans théoriques**.

Les seuls **coûts de traitement** proposés (coûts d'investissement et coûts de fonctionnement) sont ceux réellement obtenus sur les procédés validés. Pour les autres, ils ne constituent que des hypothèses.

L'ordre de présentation des différentes filières de traitement reprend, dans la mesure du possible, l'ordre de présentation déjà utilisé pour les procédés unitaires.

Ceci revient à classer les différentes filières sur leur **étape principale**.

### **Élimination biologique de l'azote dans la phase liquide du lisier par nitrification-dénitrification**

- ☞ C'est le seul procédé d'élimination de l'azote possible dans le lisier lui-même.
- ☞ Il s'agit d'un procédé biologique, donc sensible aux conditions de température ambiante. De plus, il fonctionne en « tout ou rien ».
- ☞ La forme de l'azote traitée est **l'azote ammoniacal** et une faible partie de **l'azote organique** (après son ammonification).
- ☞ Le lisier traité peut être :
  - du lisier « **frais** » ou « **âgé** »,
  - avoir subi ou pas un prétraitement mécanique de séparation de phases (tamisage, voire plus).

*N.B.* Cette opération a pour objectif principal une **aide à la gestion** des ouvrages de traitement, mais surtout des ouvrages de stockage en vue de permettre une bonne manutention des co-produits.

- ☞ **Les bases de dimensionnement** sont bien connues. Les principales sont :
  - la **charge massique** qui doit être  $\leq 0,08$  kg MVS/kg DBO<sub>5</sub>/j,
  - le temps de séjour hydraulique dans la cuve de traitement qui en résulte est de l'ordre de **40 à 50 jours**,
  - les besoins d'aération et de brassage sont également bien connus.
- ☞ L'automatisation du procédé se fait par pilotage des aérateurs par sonde Redox sur des valeurs de consigne comprises par exemple entre 0 et + 150 mV Eh Ag/Ag Cl.

☞ Ce procédé peut être mis en œuvre :

- dans des unités individuelles (moyens-grands élevages),
- dans des unités semi-collectives (regroupement de plusieurs petits éleveurs).

*N.B.* L'effluent traité, ne pouvant être rejeté en rivière du fait de l'insuffisance de son niveau de traitement, doit être géré par épandage agricole après stockage.

Ceci condamne ce système dans son application à des unités collectives centralisées.

### *Bilans matières simplifiés (réels) (Annexes 1 et 1 bis)*

Ils tiennent compte :

- de la présence (ou non) d'un prétraitement en tête de filière,
- de la possibilité de gérer de manière séparée (ou non) les effluents traités : effluent « épuré » et boues biologiques liquides en excès.

### *Commentaires*

**L'azote éliminé** se retrouve sous la forme d'azote gazeux ( $N_2$ ). Il est rejeté directement dans l'atmosphère.

Quelle que soit la filière mise en œuvre, la quantité d'azote éliminé représente environ 70 % de l'azote contenu initialement dans le lisier entrant.

L'effluent traité est stocké avant épandage :

- en mélange avec ses "boues",
- ou séparément.

**Le surcoût global** lié à la mise en œuvre de ce type de traitement, permettant la gestion des effluents traités, par rapport au coût d'une filière de gestion directe du lisier par épandage, est de l'ordre de **30 à 40 F/m<sup>3</sup>** de lisier brut traité (suivant la filière mise en œuvre).

**Le coût de fonctionnement**, inclus dans ce surcoût et représenté par de l'énergie électrique, est de l'ordre de **6 à 7 F/m<sup>3</sup>** de lisier brut traité.

Il s'agit d'un procédé validé par de nombreuses réalisations pilotes en France. Les principales dénominations (ou constructeurs français) sont les suivantes : Agroclar, Denitral, OTV, Technipompe, Technolyse, Ternois-Epuration, Val-Epure.

## **Extraction de l'azote de la phase liquide des lisiers**

### **• Extraction de l'azote organique de la phase liquide**

#### *Séparation mécanique de phases poussées*

Il s'agit d'un procédé physico-chimique mettant en œuvre la floculation-centrifugation. Elle est réalisée à l'aide de polyélectrolytes et d'une **décanteuse centrifuge à axe horizontal**.

Présenté à cette place dans l'exposé, il est considéré :

- comme un traitement à part entière,
- de type :
  - semi-collectif (voire collectif) et donc déplaçable,
  - individuel pour les plus gros élevages.

*N.B.* Ce type de traitement peut s'inscrire dans la logique d'une stratégie de résorption d'excédents en Z.E.S.. Il peut permettre une gestion collective de la phase concentrée de type **substitution** sur place à certains engrais minéraux ou **exportation** de la région.

De plus, il peut être utilisé pour déshydrater mécaniquement les boues biologiques en excès issues des traitements biologiques N.D.N.

La forme d'azote extraite est essentiellement l'azote organique (particulaire et colloïdale).

On a intérêt, pour une plus grande efficacité de capture de cette forme d'azote à traiter du **lisier le plus frais possible** (mais en existe-t-il ?).

La plus grande partie du **phosphore** est également extraite de la phase liquide.

Un **bilan matières simplifié** est proposé (bilan réel) (**Annexe 2**).

### *Commentaires*

L'azote extrait (45 % de l'azote initial) ainsi que le phosphore (90-95 % du phosphore initial) se retrouvent dans un **co-produit solide** (= refus de centrifugeuse).

Il représente frais environ 20 % du poids du lisier entrant. Sa teneur en matière sèche est de 25-30 % M.S.

Le liquide traité est géré sur place, après stockage sur un plan d'épandage réduit.

Si celui-ci s'avérait encore insuffisant, un traitement d'élimination complémentaire de l'azote pourrait encore être réalisé (N.D.N.).

Le co-produit solide peut être :

- **substitué sur place** à certains engrais minéraux,
- et/ou être exporté de la région après avoir subi éventuellement un traitement de **stabilisation complémentaire** (maturation ou compostage).  
Il pourra être stabilisé par compostage en vue de faciliter son utilisation (suppression des odeurs, homogénéisation).

Le **surcoût global** dû au traitement, compte tenu de la diversité des situations et des différentes tailles d'installations dans lesquelles ce procédé peut être mis en œuvre, n'a pas été établi.

Le **coût de fonctionnement** est de l'ordre de 10-12 F/m<sup>3</sup> de lisier brut traité (hors main-d'œuvre) dont :

- énergie électrique : 1 à 2 F/m<sup>3</sup> de lisier brut,
- polymère + eau : 5 à 10 F/m<sup>3</sup> de lisier brut.

Il s'agit d'un procédé validé dans son principe et techniquement sur des installations individuelles fixes. La possibilité de sa mise en œuvre en unités mobiles collectives dans une stratégie de résorption d'excédents d'azote (et de phosphore) devra être étudiée.

Il n'y a pas d'assembler déclaré proposant ce procédé, mais les matériels le permettant existent : par exemple, Guinard-Centrifugation.

### *Séchage thermique*

Il s'agit d'un procédé physique : procédé *Sirven* (2ème étape).

Cette opération est réalisée dans un **concentrateur-sécheur** à surfaces raclées. **La compression mécanique de vapeur (C.M.V.)** permet de réduire les coûts énergétiques (électricité) à leur minimum.

Cette étape est incluse dans une **filière complète de traitement** mettant en œuvre deux autres étapes :

- une étape de **préchauffage-dégazage** préalable,
- une étape **d'épuration** finale de la vapeur d'eau du lisier évaporé.

Il s'agit d'un procédé de traitement de type :

- **collectif décentralisé** pour le lisier à traiter (c'est-à-dire unités individuelles à la ferme),
- **collectif centralisé** des co-produits secs.

Il s'adresse prioritairement aux gros élevages de porcs fortement excédentaires situés en zones d'excédents structurels dans lesquels les porcs sont fortement représentés.

La forme d'azote extraite (et retenue) est l'azote organique. Pour une plus grande efficacité de rétention de l'azote sous cette forme, on a intérêt à traiter du lisier frais.

Tout le phosphore et tout le potassium du lisier sont retenus dans le co-produit sec. A ce titre, c'est le seul procédé de **traitement global** du lisier étudié en France.

Un **bilan matières simplifié** de la filière complète est proposé (bilan réel sur le poste concentration-séchage) (**Annexe 3**).

### *Commentaires*

L'étape de concentration-séchage thermique délivre un co-produit sec appelé **lisier sec**. Il contient :

- tout l'azote organique du lisier entrant et environ 2,5 % de l'azote ammoniacal,
- tout le phosphore et tout le potassium.

Sa teneur en matière sèche est comprise entre 60 - 80 %.

Lors de cette étape, l'eau du lisier est évaporée et se retrouve sous forme de vapeur d'eau. Celle-ci est chargée en éléments volatils qui sont également entraînés (CO<sub>2</sub>, NH<sub>3</sub>, Acides gras volatils, phénols).

Après **épuration complémentaire**, la vapeur est condensée dans le processus de *C.M.V.* Elle constitue alors un **effluent** d'excellente qualité proche d'une eau distillée. Cet **effluent** devrait pouvoir être :

- utilisé comme eau industrielle sur l'élevage,
- et/ou rejeté dans les eaux de surface.

Le **co-produit sec** pourra être géré collectivement :

- en **substitution** à certains engrais minéraux sur place,
- et/ou **exporté** de la région d'excédents vers une région d'accueil

dans le cadre d'une stratégie de résorption des excédents mettant en œuvre du traitement ;

Il s'agit d'un procédé encore en cours d'étude et de mise au point.

Il est validé dans son principe et techniquement sur plusieurs points. La **compression mécanique de vapeur** fonctionne correctement. Sa validation technique définitive passe par sa fiabilisation, son automatisation et la simplification de sa conception en vue d'une industrialisation de sa construction et l'obtention d'un coût d'investissement supportable.

Il est encore prématuré à ce jour, d'avancer des coûts globaux de traitement.

Le procédé *Sirven* est conçu et réalisé par la Société Sirial.

L'**opération pilote** basée sur ce procédé est en cours de mise au point dans le Finistère à Sizun.

Elle regroupe, outre le constructeur et ses partenaires, la profession représentée par plusieurs groupements d'éleveurs de porcs de ce département. L'évaluation définitive devrait être pour 1997.

## • **Extraction de l'azote ammoniacal de la phase liquide du lisier**

### *Concentration membranaire*

Cette étape est incluse dans une filière complète de traitement mettant en œuvre des **prétraitements très poussés** en vue de protéger les membranes du colmatage et de l'encrassement par les particules et les colloïdes.

Nous ne disposons pas à ce jour d'autres précisions sur sa conception et ses performances réelles.

Les éléments traités dans cette étape sont l'azote ammoniacal, le phosphore dissous et le potassium.

Ceux-ci, en principe, doivent se retrouver dans un **concentrat liquide** représentant environ 1/4 du volume du liquide initialement traité entrant soit contenant tout l'ammoniaque, tout le potassium et le phosphore dissous.

Le liquide traité (= **perméat**) représente le volume complémentaire (3/4 du volume du liquide traité). Mais fortement épuré, il pourrait être rejeté directement dans les eaux de surface.

Ce procédé est étudié par la Société Rhône-Poulenc-Chimie, Division Environnement-Services. Il s'agit du procédé *Lisikit*. Son évaluation technico-économique en vue de sa validation devra être réalisée.

### *Précipitation chimique de l'ammoniaque*

Procédé A.V.D.A.. Ce procédé est de type physico-chimique.

Cette opération est réalisée dans un réacteur dans lequel on crée des conditions permettant la co-précipitation de l'ammoniaque du lisier à l'aide d'acide phosphorique et de magnésie.

Cette étape est incluse dans une filière complète de traitement mettant en œuvre deux autres étapes :

- une étape de prétraitement de type **séparation mécanique de phases poussée** permettant de décharger le lisier de sa matière organique,
- une étape de traitement final de l'effluent traité, après séparation de son précipité, avant son rejet en rivière.

Conçu par l'Ecole nationale supérieure de chimie de Rennes, il s'agit d'une filière de traitement de type collectif centralisé.

L'unité devant être réalisée dans le Morbihan à Saint-Jean-Brevelay, doit traiter 100 000 t/an de lisier brut.

Cette approche du traitement en unité centralisée s'adresse :

- à **des régions** où les excédents de lisier de porc sont représentés par la production de faibles **excédents individuels** par de nombreux élevages de taille petite à moyenne,
- pour lesquels le recours de **traitement individuel** peut difficilement être envisagé pour des raisons technico-économiques.

Les formes d'azote extraites sont l'azote ammoniacal et une partie de l'azote organique restant encore dans le lisier prétraité.

Bilan matières simplifié (bilan réel obtenu sur pilote) (**Annexe 4**).

### *Commentaires*

Cette étape aboutit à la formation d'un **précipité minéral**.



Environ 70 % de l'azote ammoniacal contenu dans le lisier prétraité et entrant sur cette étape, se retrouve dans ce **précipité minéral**. Celui-ci se présente sous la forme d'un solide (**solide minéral S2**) après une séparation mécanique de phases.

Le **phosphore** qu'il contient provient de l'acide phosphorique utilisé comme **réactif de précipitation**. Il contient également 40 % du **potassium** entrant sur cette étape.

Sa teneur en matière sèche est de l'ordre de 30 % ( $\approx 10 \text{ kg/m}^3$  de lisier traité).

Le **liquide traité** contient encore de l'azote ammoniacal (400 mg/l N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>). Il a également une DCO de 2 300 mg/l et une DBO<sub>5</sub> de 1 100 mg/l. Il doit subir un traitement d'épuration complémentaire de type nitrification-dénitrification avant de pouvoir être rejeté dans les eaux de surface (= rejet en rivière).

Le **co-produit minéral** (solide S2) pourra être **vendu** pour être utilisé comme **matière première** pour la fabrication d'engrais minéraux composés.

Le **surcoût global** lié à ce traitement et compte tenu de la revente du solide minéral S2 sera de l'ordre de 60 F/m<sup>3</sup> de lisier brut traité. Ce surcoût inclut les frais d'approche du lisier et de traitement final de l'effluent avant rejet en rivière.

Il s'agit d'un procédé validé dans son principe et également techniquement sur pilote. Sa réalisation par la SAUR à Saint-Jean-Brevelay dans le Morbihan, dans une unité centralisée traitant 100 000 t/an de lisier brut, dépend essentiellement du contexte économique et juridique.

#### *Volatilisation et traitement de l'air chargé*

L'extraction par volatilisation est réalisée de différentes manières :

- au cours d'un traitement aérobie intensif de désodorisation,
- par voie physico-chimique.

Le traitement de l'air chargé est réalisé également de différentes manières suivant que l'on souhaite **conserver** ou **éliminer** l'ammoniac extrait.

Ces procédés étant en cours d'étude à ce jour, nous ne présentons ici que des performances théoriques des seuls procédés physico-chimiques.

#### ☞ **Procédé Amolis physico-chimique (voir schéma de principe annexe 5.1).**

Ce procédé comprend les deux étapes suivantes :

- La première étape basée sur le Procédé *Balco-Odor* permet une **volatilisation modulable** de l'azote ammoniacal (« à la carte ») suivant les besoins de l'élevage qu'elle équipe.

Elle permet de plus, du fait que tout le lisier produit est traité, de le désodoriser et de pouvoir le **gérer sans nuisance**.

La volatilisation de l'ammoniac est réalisée par élévation du pH basique à différents niveaux et agitation du milieu.

- La seconde étape permet l'épuration de l'air extrait par lavage acide de l'air.

Il s'agit dans ce cas d'une **filière conservatrice** de l'azote.

L'on espère qu'il peut être rejeté dans l'atmosphère.

*N.B.* Une biofiltration de l'air sur **lit de tourbe** (par *N.D.N.*) peut également être envisagée. Il s'agit dans ce cas d'une filière d'élimination de l'azote.

Il s'agit dans sa version physico-chimique :

- d'un procédé individuel lorsqu'il est installé à poste fixe,

- d'un procédé semi-collectif dans sa version embarquée déplaçable (si sa **puissance supposée de traitement** est confirmée).

Il s'adresse prioritairement, dans sa version fixe, à des élevages moyens à grands, excédentaires en azote d'origine animale, voulant gérer tout leur **lisier sans odeur** et ayant la possibilité de **substituer** aux engrais minéraux azotés, le **co-produit** issu de la deuxième étape : **sulfate d'ammonium** sous forme liquide et concentré.

Il peut traiter du lisier brut complet (ou tamisé). Du **lisier « âgé »** permet une extraction plus importante de l'azote (sous forme ammoniacale), de la phase liquide.

### Bilan matières simplifié (théorique) (**Annexe 5.2**).

#### *Commentaires*

**Dans la première étape le niveau d'extraction** de l'azote ammoniacal par **volatilisation** peut être modulé en fonction des paramètres suivants :

- **niveau de pH** atteint : celui-ci est fonction des doses de **réactif basique** incorporé,
- niveau d'agitation
- temps de séjour dans le réacteur,
- débit d'air de balayage.

Différents pourcentages d'extraction sont visés (20 % à 100 % de  $\text{NH}_4^+$  contenu initialement dans le lisier). Une partie de l'azote organique pourra également être extraite du fait de l'action de minéralisation de la matière organique par la chaux.

Le lisier traité et désodorisé de manière stable est stocké. Il peut être épandu ensuite sans odeur et en respectant les charges d'azote imposées par les cultures.

**Le phosphore** particulaire piégé par le réactif basique sera facilement décantable. Sa **gestion différenciée** de celle de l'azote pourra être envisagée après **décantation gravitaire**.

**Le potassium n'est pas traité** et reste dans le liquide.

Dans la deuxième étape, le lavage acide de l'air permet :

- ❶ de **produire** un engrais azoté liquide qui est du sulfate d'ammonium lorsque l'on utilise de l'acide sulfurique ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ).  
Sa concentration visée 400 g/l de  $(\text{NH}_4)_2 \text{SO}_4$  et de 80 UN/m<sup>3</sup> en fait un engrais azoté concentré intéressant.

Il peut être utilisé :

- sur place en substitution,
- ou exporté et vendu comme matière première à des fabricants d'engrais minéraux.

**La quantité produite** est fonction du pourcentage d'azote ammoniacal extrait voulu (et réalisé) dans la première étape.

- ❷ **d'épurer** l'air et de pouvoir le rejeter dans l'atmosphère sans polluer.

Il s'agit d'un procédé encore en cours d'étude et de mise au point.

Compte tenu de sa compacité et de sa puissance de traitement espérée son coût d'investissement devrait être peu élevé.

Fonctionnant dans ses deux étapes en mode automatisé (régulation du pH et de la conductivité) ses coûts de fonctionnement pourront être optimisés et seront représentés essentiellement par des coûts de réactifs (acide et base).

**Le surcoût global de traitement** visé ne devrait pas dépasser 30 F/m<sup>3</sup> de lisier traité.

L'unité pilote basée sur le principe se trouve dans les Côtes-d'Armor dans un élevage de la Coopérative paysanne d'Erquy à Saint-Alban (22).

#### ☞ **Procédé Smelox-IFP (voir schéma de principe en annexe 6.1)**

Il s'agit d'un procédé physico-chimique de type « **destructeur** » de l'azote ammoniacal. Il a été conçu par l'Institut Français du Pétrole (I.F.P.).

Ce procédé comprend les deux étapes suivantes :

- La première étape permet une **volatilisation modulable** de l'azote ammoniacal « à la carte » suivant les besoins de l'élevage.

Elle permet en plus, du fait que tout le lisier produit est traité :

- de le désodoriser par oxydation catalytique (en phase homogène),
- et ainsi de pouvoir le gérer **sans nuisance**.

La volatilisation de l'ammoniac est réalisée par effet combiné :

- de l'élévation de la température,
- de l'élévation du pH,

à différents niveaux, dans une tour de lavage par ruissellement.

- La seconde étape permet l'épuration de l'air extrait par **combustion catalytique** de l'ammoniac à haute température (réaction catalytique en phase hétérogène).

Il s'agit d'un procédé :

- individuel lorsqu'il est installé à poste fixe,
- semi-collectif dans sa version embarquée déplaçable (si sa **puissance supposée de traitement** est confirmée).

Il s'adresse prioritairement dans sa version fixe à des élevages moyens à grands, excédentaires en azote d'origine animale et voulant éliminer cet excédent proprement et gérer tout leur lisier sans odeur.

Tel qu'il est conçu, il ne peut traiter que du lisier :

- **tamisé** (voire **prétraité** plus fortement) afin de ne pas encrasser le garnissage de la tour de lavage,
- **concentré** afin de pouvoir être "autotherme" (c'est-à-dire ne pas utiliser d'énergie d'appoint).

#### Bilan matières simplifié (théorique) (**Annexe 6.2**)

##### *Commentaires*

Dans sa première étape, le **niveau d'extraction** de l'azote ammoniacal par **volatilisation** peut être modulé en fonction des paramètres suivants :

- niveau de température,
- niveau de pH,
- temps de séjour.

**L'énergie** nécessaire à l'obtention du niveau de température de traitement souhaité provient de la combustion de l'ammoniac extrait dans l'étape suivante et des échanges thermiques (eau-eau et eau-air) placés en différents points des circuits de liquide et de gaz.

L'objectif est d'être autotherme. Quand ce n'est pas le cas, une source d'énergie d'appoint (F.O.D.) peut être utilisée.

**Le niveau de pH** est fixé par les doses de réactif basique utilisé (Potasse : K OH).

**Le temps de séjour** dans la colonne de ruissellement est fonction du débit d'alimentation en lisier.

La désodorisation est obtenue conjointement par incorporation d'un catalyseur d'oxydation (brevet I.F.P.) permettant de transformer les mercaptans volatils et odoriférants en disulfures moins volatils et odoriférants.

Différents pourcentages d'extraction sont visés (20 % à 100 % de  $\text{NH}_4$  + contenu initialement dans le lisier).

Le lisier traité est désodorisé de manière stable. Il est stocké avant d'être épandu sans odeur et en respectant les charges d'azote imposées par les cultures.

**Le phosphore et le potassium** ne sont pas concernés par le traitement et se retrouvent intégralement dans l'effluent traité.

Dans la deuxième étape, la combustion catalytique de l'azote ammoniacal extrait dans l'air permet de transformer cette forme d'azote en azote gazeux ( $\text{N}_2$ ) qui peut être rejeté dans l'atmosphère sans pollution.

Ce procédé est encore en cours d'étude et de mise au point.

Compte tenu de sa compacité et de sa puissance de traitement espérée (0,2 t/h à 16 t/h suivant la taille de l'unité), son **coût d'investissement** devrait être peu élevé. Mais il nécessite en tête de filière une étape de prétraitement (tamisage) qui alourdit ce coût.

Il fonctionne dans ses deux étapes en mode automatisé. De ce fait, ses **coûts de fonctionnement** pourront être optimisés. Pour cela, il est important que le système puisse fonctionner de manière autotherme, c'est-à-dire sans appoint d'énergie thermique extérieure.

Cela sera possible à trois conditions :

- traiter du lisier (tamisé) riche en azote ammoniacal (= lisier concentré),
- extraire des quantités importantes de cette forme d'azote (taux d'extraction élevés),
- éviter les remises en route trop fréquentes du système.

Le **surcoût global** de traitement visé ne devrait pas dépasser 30-40 F/m<sup>3</sup> de lisier brut traité.

Le coût de fonctionnement visé devrait être inférieur à 10 F/m<sup>3</sup> de lisier traité.

L'unité prototype basée sur le procédé *Smelox-IFP* et construite par Armor-Industrie est en cours d'expérimentation dans le Finistère dans un élevage du Groupement d'éleveurs Porfimid près de Pleyben avec le Cemagref.

## Conclusion

Cet exposé a présenté les principales techniques de traitement des lisiers de porc étudiées en France ces dernières années. Certaines sont validées, d'autres sont en cours d'évaluation.

Elles constituent, par leur diversité, la panoplie quasiment complète des procédés envisageables pour contribuer, en complément d'autres solutions préventives, à régler les problèmes d'environnement posés par les élevages de porcs en Bretagne.

Elles montrent l'inventivité et le savoir-faire des Français.

Ils résultent d'un travail de recherche de solutions :

- **initié et coordonné** par les pouvoirs publics :

\* Etat : Ministère de l'Agriculture : DERF, DEPSE  
Ministère de l'Environnement : Mission Eau-Nitrates du CORPEN  
ADEME  
Agence de l'Eau Loire-Bretagne

\* Collectivités régionales et départementales (Région Bretagne, Conseils Généraux) dans le cadre du Programme « Bretagne-Eau-Pure ».

- **et réalisé** conjointement :

\* par les centres de recherche publics (Cemagref, INRA, Ecole de chimie de Rennes, etc.) et privés (SIRIAL, IFP, Rhône-Poulenc).

En liaison avec les Instituts Techniques et les Chambres d'Agriculture.

\* par de nombreuses sociétés privées qui se sont investies dans ce domaine avec des procédés souvent innovants (dont certains sont issus du "concours d'idées Bretagne-Eau-Pure" de septembre 1991).

En pratique, les choix **des solutions basées sur le traitement les mieux adaptées** qui devront être réalisés dans un proche avenir ne sont pas simples.

En effet, ils doivent :

- **être faits individuellement**, par chaque éleveur concerné, en fonction de son propre problème et de critères techniques, économiques et pratiques, qui lui sont propres,
- **et s'intégrer à la stratégie de résorption des excédents** des différentes déjections animales élaborée dans chaque département.

Il semble que l'on aura recours à ces techniques de traitement dans les régions excédentaires dans un proche avenir.

Elles auront un **impact économique** sur la filière porcine bretonne.

- **Les aides financières** liées au paiement des redevances devraient permettre de rendre leur coût d'investissement supportable.
- **Les coûts de fonctionnement** qui seront intégralement à la charge des éleveurs, devront être les plus bas possibles. Le coût de l'énergie électrique, relativement bas en France, est un gage de réussite dans ce sens.

Il conviendra également de former le personnel d'encadrement qui aidera les éleveurs ayant recours au traitement :

- à faire fonctionner les systèmes,
- à s'assurer de leur efficacité,
- à la gestion des différents co-produits issus de ces dispositifs de traitement.

## **Bibliographie**

COILLARD J., VASSEUR J. (1978) - La désodorisation du lisier de porc par stockage aéré. Etude d'une installation témoins. *B.I. CNEEMA*, n° 242-243, pp. 23-28.

COILLARD J. (1978) - Voyage d'étude sur les « Banques de lisier » en Pays-Bas. *B.I. CNEEMA*, n°249 - Octobre 1978, pp. 37-46.

COILLARD J. (1989) - Le traitement en Unités Centralisées. *Génie Rural* n°10 - Octobre 1989, pp. 45-54.

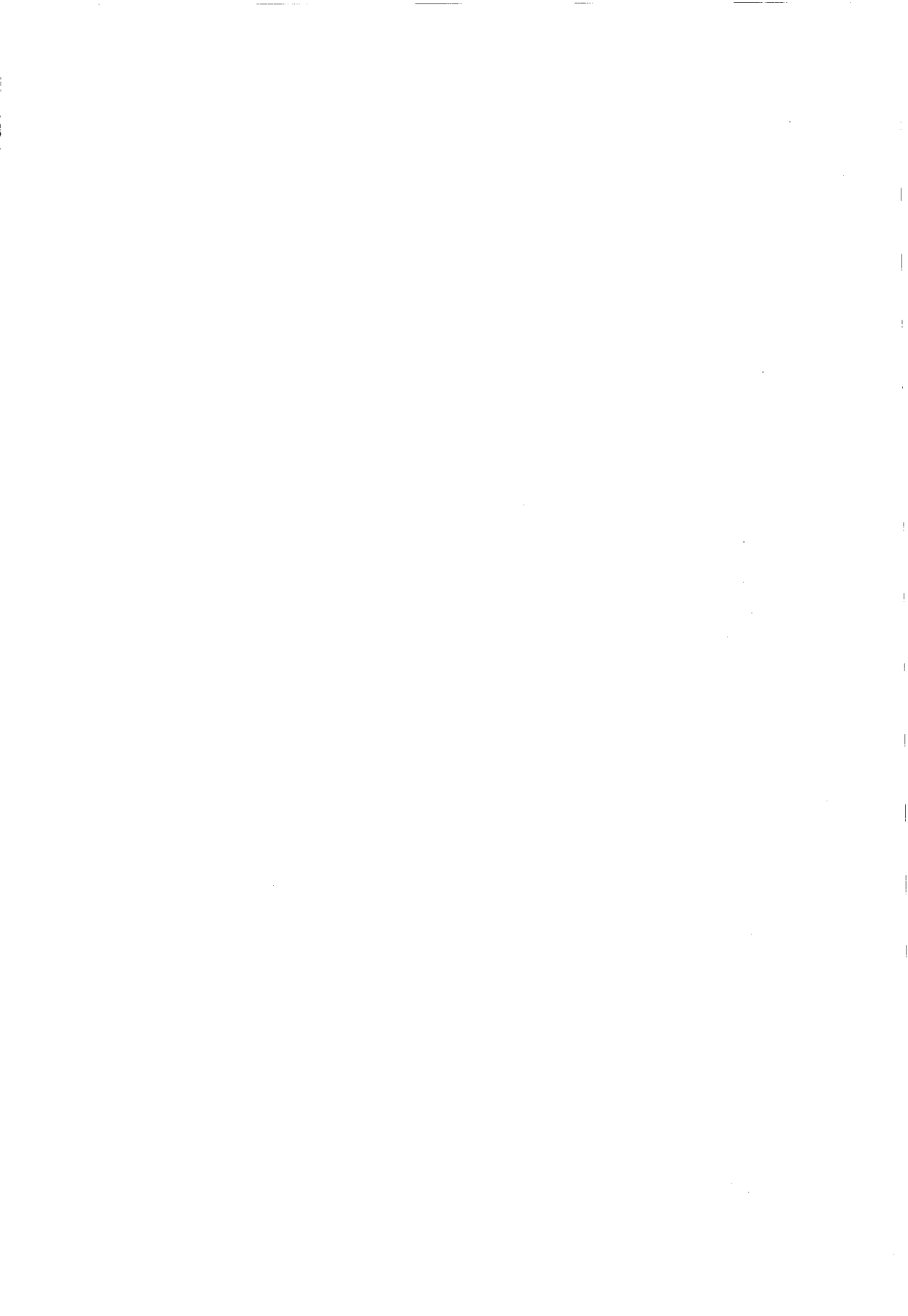
COILLARD J. (1990) - Procédés de traitement des lisiers de porcs. *Techniporc*, 13/04/90, pp 45-55.

COILLARD J. (1990) - Le traitement des lisiers de porcs excédentaires. *Courants*, n° Juillet-Août, pp 40-48.

COILLARD J., TEXIER C. (1993) - Le traitement à la ferme des lisiers de porcs excédentaires : une étude de cas, l'unité de traitement de la CAM (JRP 94).

COILLARD J. (1994) - Quels traitements pour les effluents d'élevage ? Colloque *INTERSIMA* 16/02/94 « Maîtrise des pollutions dues aux élevages » - pp. 93-111.

COILLARD J., PRADAL G., BUATIER C. (1995) - Le traitement à la ferme des lisiers de porcs. Une étude d'un procédé extensif de type « lagunage naturel » *Techniporc*, 18/1/95, pp. 29-45.



## *Annexes*

### **Différents modes de traitement de l'azote dans les effluents concentrés**

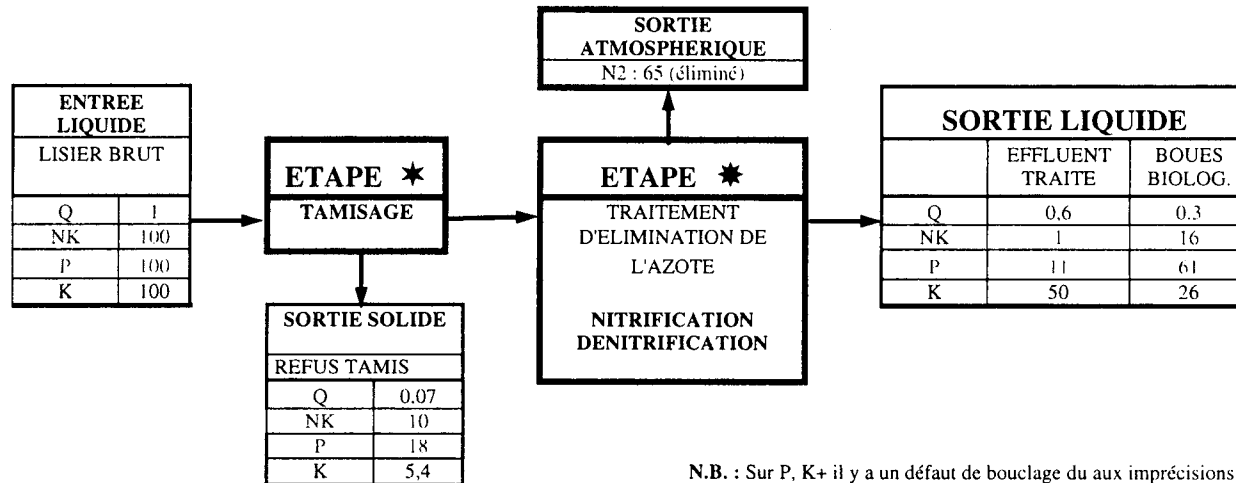
Cas des effluents d'élevage.  
Application au lisier de porc



## Traitement biologique d'élimination de l'azote nitrification - dénitrification

Procédé AGROCLAR -: avec séparation mécanique de phases en tête - Gestion séparée de deux produits.

Bilan matières simplifié



N.B. : Sur P, K+ il y a un défaut de bouclage du aux imprécisions des mesures

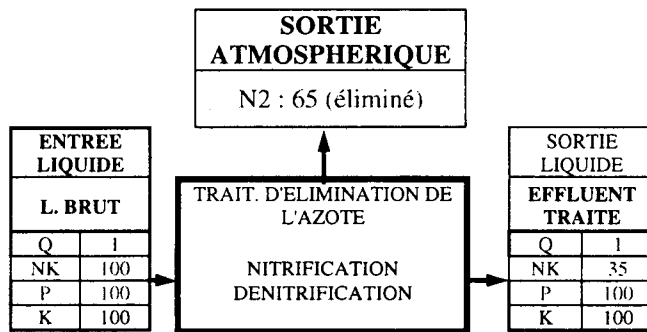
(source SATESE 22)

# Traitement biologique d'élimination de l'azote nitrification - dénitrification

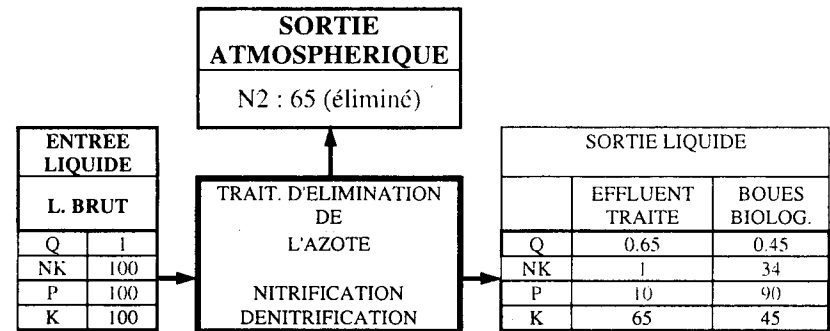
Procédé AGROCLAR - sans séparation mécanique de phases en tête.

Bilan matières simplifié

## ① GESTION D'UN SEUL PRODUIT



## ② GESTION SEPARÉE DE DEUX PRODUITS



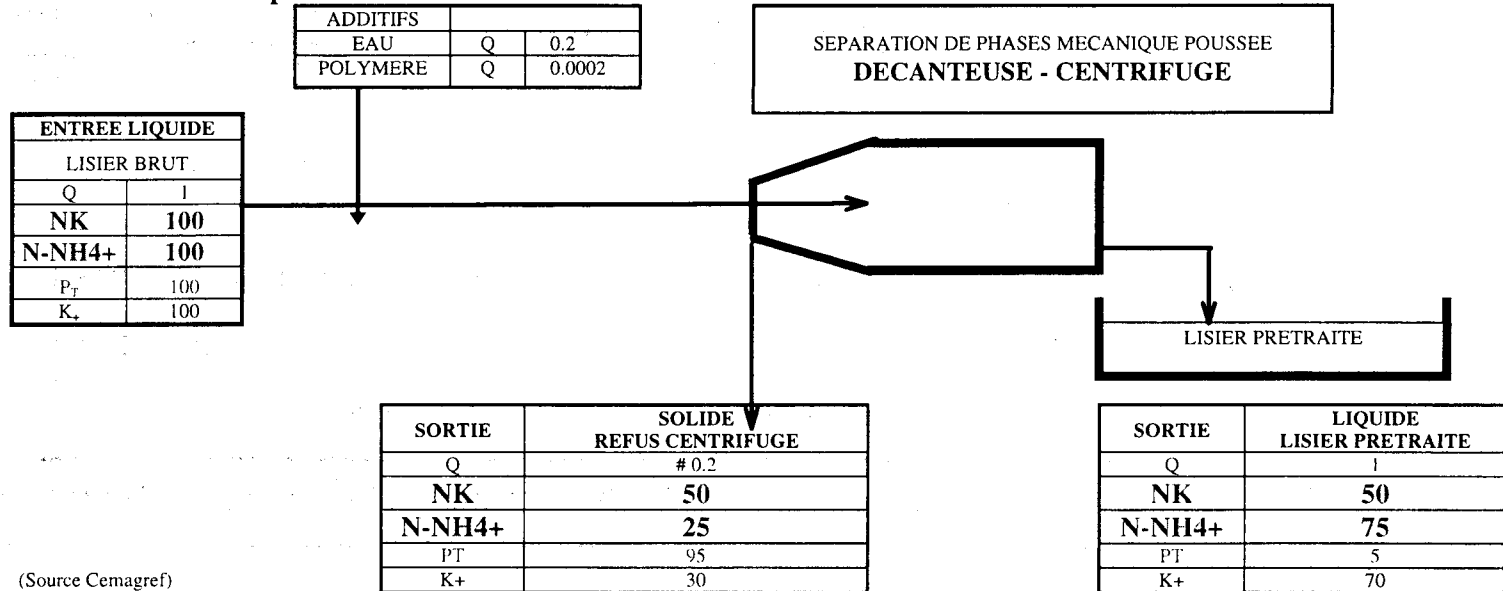
(Source AGROCLAR - Cemagref)

## EXTRACTION ET CONCENTRATION de l'azote organique (et ammoniacal)

### Séparation mécanique de phases par **floculation - centrifugation**

Procédé physico-chimique - non destructif - individuel (fixe) - ou semi collectif (mobile).

#### Bilan matières simplifié



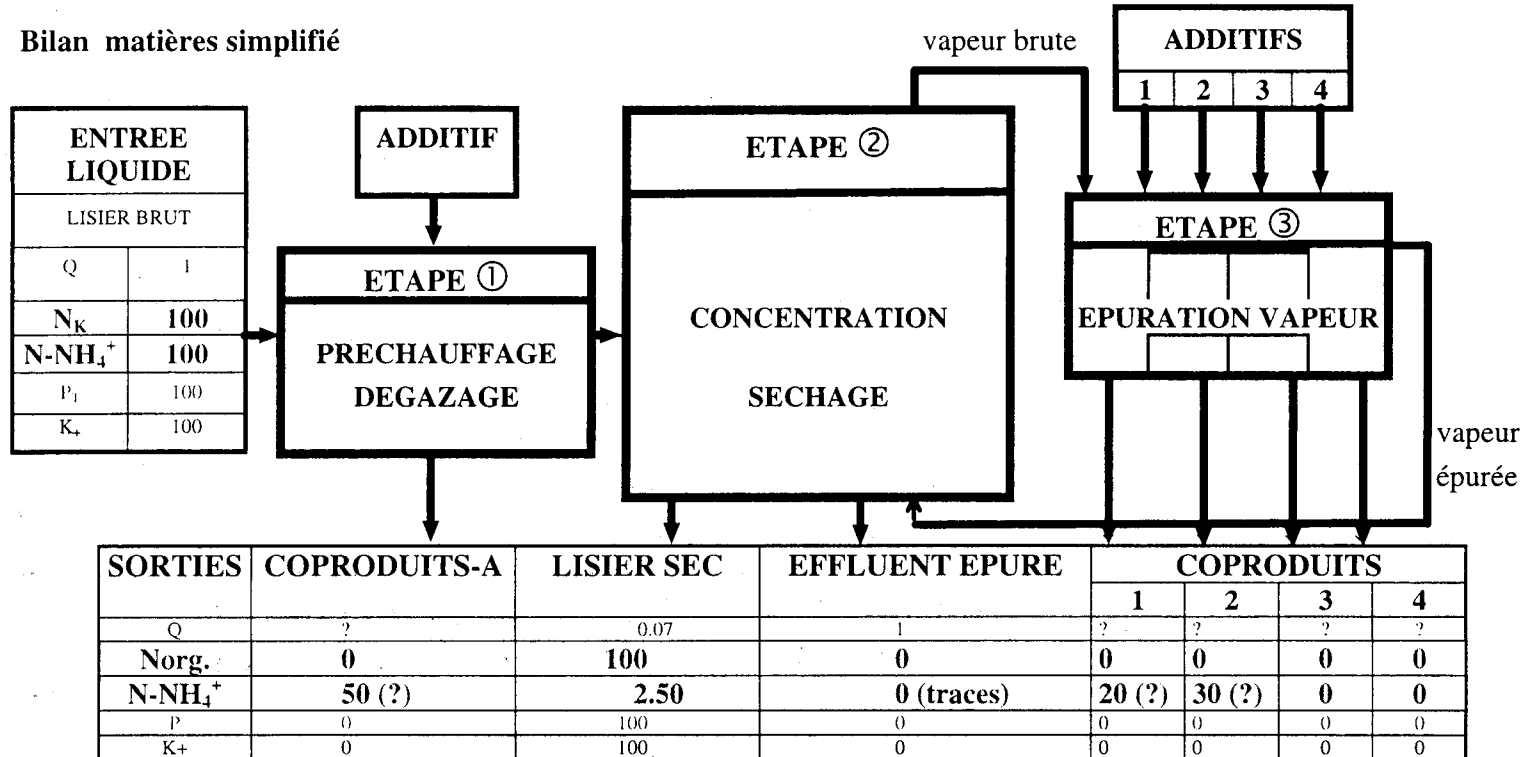
(Source Cemagref)

**- CONCENTRATION - SECHAGE de l'azote organique  
- VOLATILISATION / PIEGEAGE par lavage de l'azote ammoniacal**

Procédé thermique *SIRVEN* (non destructif)

(Source Cemagref)

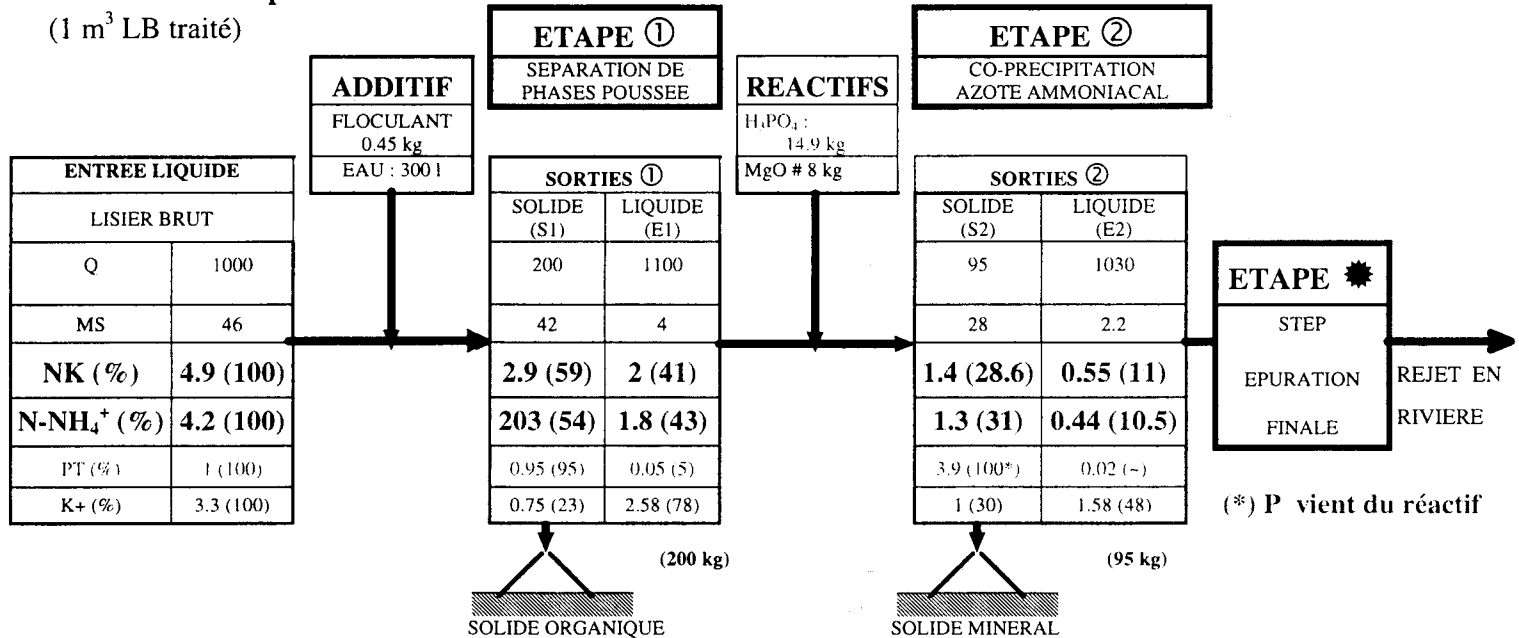
Bilan matières simplifié



**- EXTRACTION de l'azote organique et ammoniacal  
- COPRECIPITATION de l'azote ammoniacal**

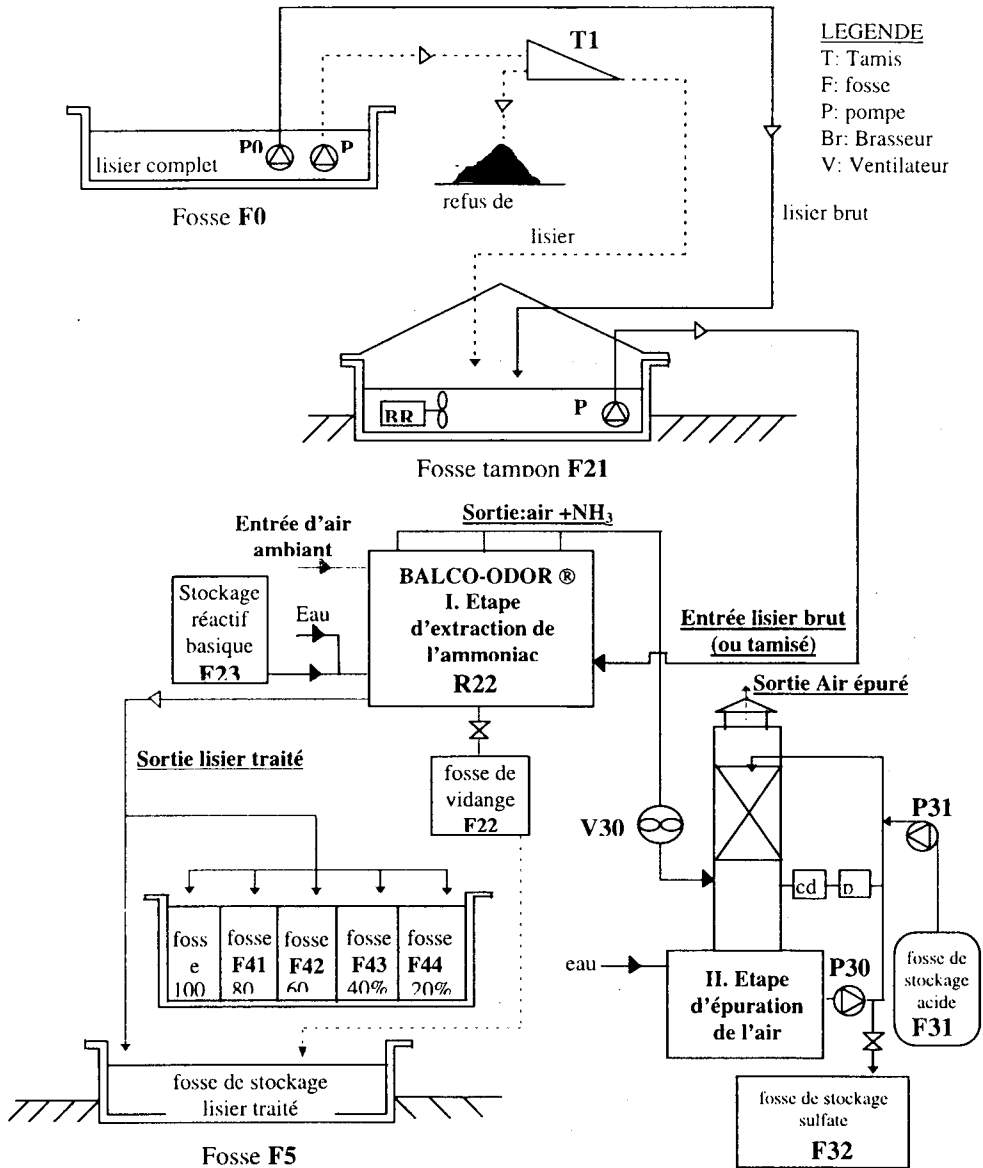
**Procédé physico-chimique AVDA**

**Bilan matières simplifié**  
(1 m<sup>3</sup> LB traité)



(source : ENSCR - E. BRIONNE)

## SCHEMA D'IMPLANTATION DU PROCEDE "AMOLIS physico-chimique

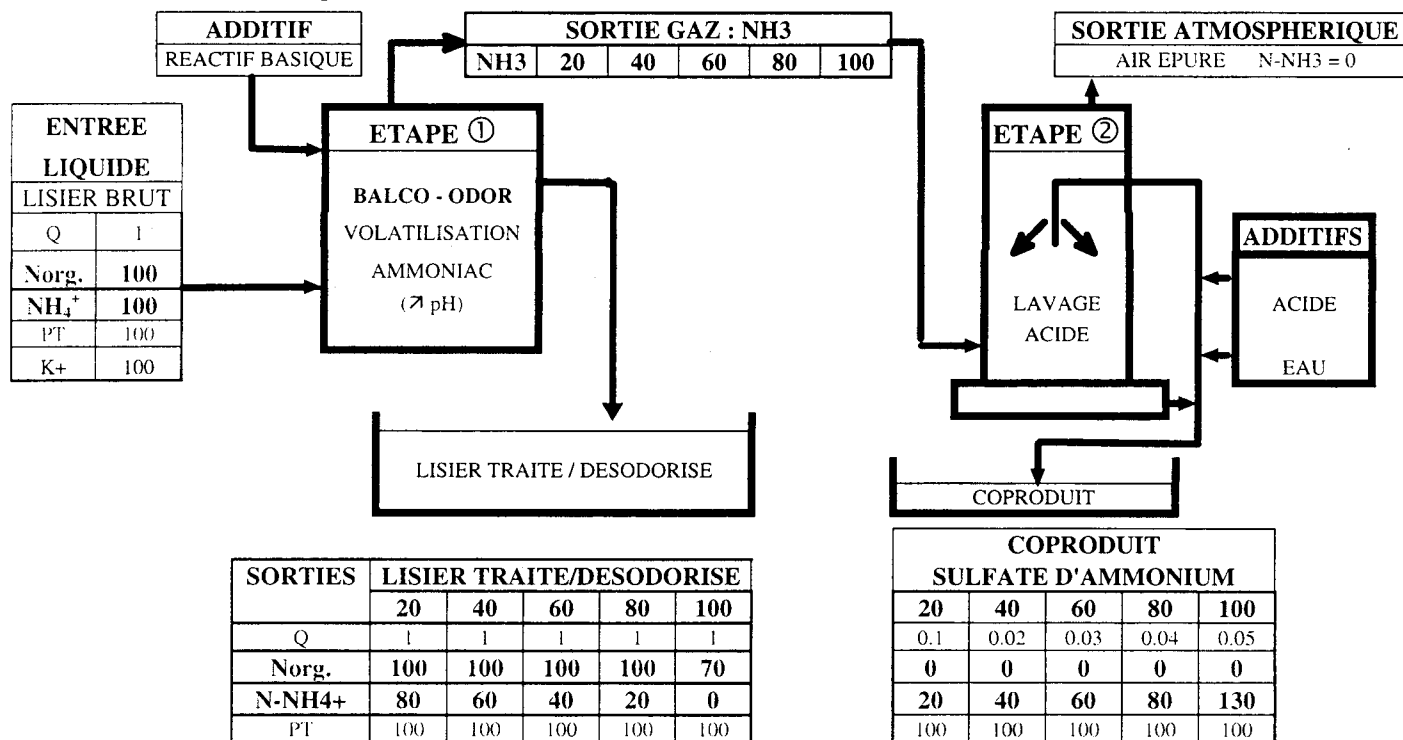


**- EXTRACTION de l'azote ammoniacal  
- EPURATION DE L'AIR par lavage acide**

Procédé physico-chimique AMOLIS - non destructif - traitement "modulable".

(Source Cemagref)

Bilan matières simplifié



# SCHEMA DE PRINCIPE DU PROCEDURE SMELOX-IFP

schéma des flux: liquides et air

**ETAPE 1: EXTRACTION PHYSICO-CHEMIQUE  
DE L'AZOTE AMMONIACAL**

**ETAPE 2: EPURATION DE L'AIR**

## NOMENCLATURE

### ETAPE 1:

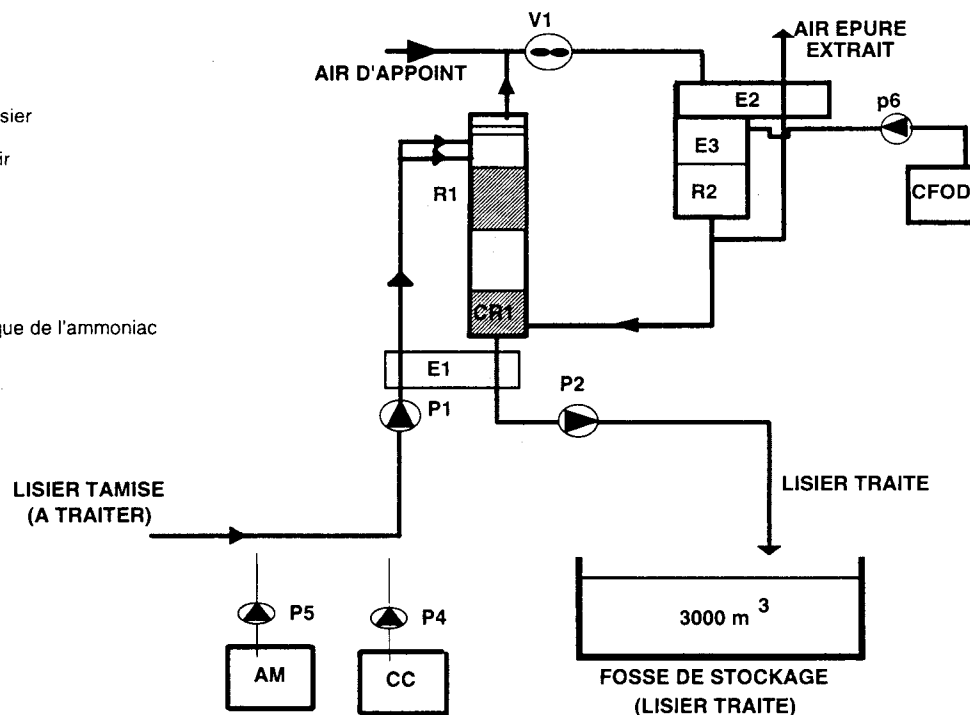
- R1: Tour de volatilisation
- CR1: Cuve de pied
- E1: Echangeur thermique lisier-lisier
- P1,P2: Pompes
- V1: ventilateur d'extraction de l'air

### Autres:

- CC: Cuve catalyseur d'oxydation
- AM: antimousse

### ETAPE 2:

- R2: Tour de combustion catalytique de l'ammoniac
- E2: Echangeur thermique air-air
- E3: Echangeur thermique



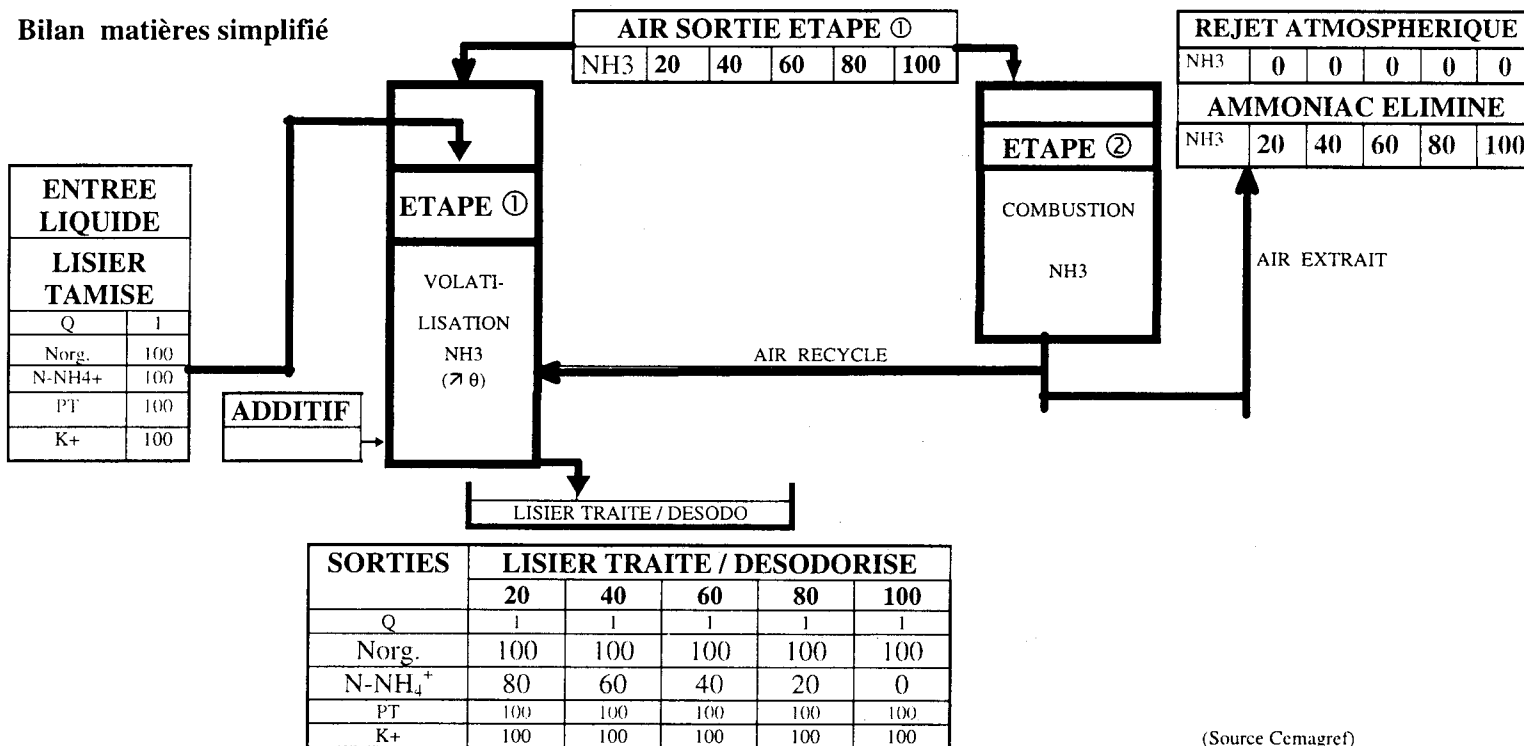


# Extraction de l'azote ammoniacal Epuration de l'air par combustion catalytique de l'ammoniac

ANNEXE 6.2

Procédé physico-chimique SMELOX - IFP - procédé destructif - traitement "modulable".

Bilan matières simplifié



(Source Cemagref)



Faire le point sur les performances et les contraintes des principales filières de traitement de l'azote dans le cas des eaux résiduaires urbaines et des lisiers, dresser le bilan des recherches conduites par le Cemagref sur ces thématiques, tels étaient les objectifs de ce colloque.

Les principaux thèmes abordés ont été les suivants :  
conception des installations, efficacité à long terme des procédés, qualité des eaux épurées, mode de conduite des installations et critères d'analyse de leur fonctionnement.

Cet ouvrage rassemble des informations pratiques particulièrement destinées aux exploitants, maîtres d'oeuvre et maîtres d'ouvrage des stations d'épuration en cohérence avec les exigences réglementaires.

ISBN 2-85362-452-8

Prix : 145F TTC



9 782853 624527